



**SKRIPSI – TK141581**

**EVALUASI KINERJA KOLOM DISTILASI REAKTIF  
DENGAN PENGENDALI PI UNTUK SINTESIS ETIL  
ASETAT MENGGUNAKAN *REAL TIME OPTIMIZATION***

**Oleh:**

**Desy Ayu Prihardini**

**NRP. 2312 100 068**

**Indriati Dewi**

**NRP. 2312 100 071**

**Dosen Pembimbing**

**Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D.**

**NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

**Juwari, ST., M.Eng., Ph.D.**

**NIP. 1973 06 15 1999 03 1003**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI**

**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER**

**SURABAYA**

**2016**



**THESIS – TK141581**

**PERFORMANCE EVALUATION OF REACTIVE  
DISTILLATION FOR ETHYL ACETATE  
SYNTHESIS WITH PI CONTROLLER BY USING  
REAL TIME OPTIMIZATION**

**Authors:**

**Desy Ayu Prihardini**

**NRP. 2312 100 068**

**Indriati Dewi**

**NRP. 2312 100 071**

**Advisor**

**Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D.**

**NIP. 1953 07 19 1978 03 1001**

**Juwari, ST., M.Eng., Ph.D.**

**NIP. 1973 06 15 1999 03 1003**

**DEPARTMENT OF CHEMICAL ENGINEERING  
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY  
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY  
SURABAYA  
2016**

## LEMBAR PENGESAHAN

### EVALUASI KINERJA KOLOM DISTILASI REAKTIF DENGAN PENGENDALI PI UNTUK SINTESIS ETIL ASETAT MENGGUNAKAN *REAL TIME OPTIMIZATION*

#### TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat Memperoleh Gelar  
Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Jurusan Teknik Kimia Institut  
Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

DESY AYU PRIHARDINI  
INDRIATI DEWI

NRP. 2312 100 068  
NRP. 2312 100 071

Disetujui Oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Prof. Ir. Renanto H., MS., Ph.D ..... (Pembimbing I)
2. Juwari, ST., M. Eng., Ph.D ..... (Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng ..... (Penguji I)
4. Dr. Ir. Sumarno., M.Eng ..... (Penguji II)
5. Siti Nurkhamidah, ST., M.Sc., Ph.D ..... (Penguji III)



SURABAYA

JULI 2016

## LEMBAR PERSETUJUAN

Laporan penelitian skripsi dengan judul:

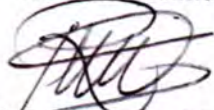
**"Evaluasi Kinerja Kolom Distilasi Reaktif dengan Pengendali  
PI untuk Sintesis Etil Asetat Menggunakan *Real Time  
Optimization*"**

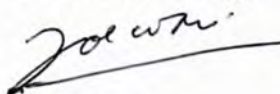
Telah diperiksa dan disetujui untuk diujikan:

Surabaya, 22 Juni 2016

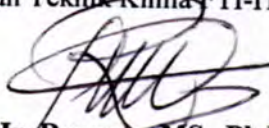
Dosen Pembimbing 1

Dosen Pembimbing 2

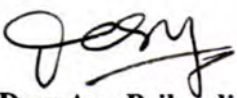
  
**Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.**  
NIP. 195307191978031001

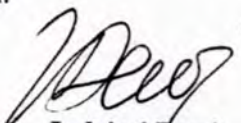
  
**Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D**  
NIP. 197306151999031003

Mengetahui,  
Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses  
Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS

  
**Prof. Ir. Renanto, M.S., Ph.D.**  
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

Penyusun:

  
**Desv Ayu Prihardini**  
NRP. 2312 100 068

  
**Indriati Dewi**  
NRP. 2312 100 071

# **EVALUASI KINERJA KOLOM DISTILASI REAKTIF DENGAN PENGENDALI PI UNTUK SINTESIS ETIL ASETAT MENGGUNAKAN *REAL TIME OPTIMIZATION***

Nama Mahasiswa : 1. Desy Ayu Prihardini NRP. 2312 100 068  
2. Indriati Dewi NRP. 2312 100 071

Jurusan : Teknik Kimia FTI-ITS

Dosen Pembimbing: 1. Prof. Ir. Renanto Handogo, M.S., Ph.D.  
2. Juwari ST., M.Eng, Ph.D.

## **ABSTRAK**

Penelitian ini bertujuan untuk membuat simulasi kolom distilasi reaktif dengan pengendali PI serta melakukan optimasi terhadap proses yang telah berhasil disimulasikan. Etil asetat merupakan produk esterifikasi dari etanol dan asam asetat dengan hasil samping berupa air. Sistem *azeotrop* terbentuk antar senyawa reaktan, produk, maupun reaktan dengan produk, hal tersebut menyebabkan produk etil asetat dengan kemurnian yang tinggi sulit diperoleh. Konfigurasi kolom distilasi reaktif yang menggabungkan proses reaksi dan pemisahan terbukti dapat mengatasi permasalahan di atas. Simulasi kolom distilasi reaktif untuk sintesis etil asetat dilakukan dengan menggunakan software Aspen Plus<sup>TM</sup>. Sistem terdiri atas sebuah kolom distilasi reaktif, decanter, dan kolom stripper. Target kemurnian produk etil asetat adalah sebesar 99%. Pengendali jenis PI digunakan untuk menjaga kemurnian produk terjaga pada nilai 99%. Untuk mengetahui unjuk kerja dari pengendali, sistem diberikan gangguan berupa perubahan laju alir umpan etanol sebesar  $\pm 20\%$ .

Setelah proses dapat dikendalikan dengan baik, selanjutnya dilakukan optimasi untuk mendapatkan kondisi operasi yang optimum bagi proses. *Real Time Optimization* merupakan pendekatan yang efektif untuk melakukan improvisasi aspek ekonomi dan mengurangi kebutuhan sumber bahan baku pada industri kimia maupun petrokimia. Pada penelitian ini dilakukan evaluasi kinerja sistem distilasi reaktif, dengan memodifikasi kondisi operasi utilitas sehingga dapat mengurangi

biaya operasi untuk memperoleh keuntungan maksimal yang dilakukan secara kontinu untuk menjaga proses agar tetap optimal.

Hasil penelitian ini adalah simulasi kolom distilasi reaktif untuk sintesis etil asetat dengan pengendali PI dan setelah melalui proses optimasi menggunakan *Real Time Optimization* di software Aspen Plus *Dynamics* mengalami penurunan *duty reboiler* Kolom RD sebesar 6% dan untuk Kolom *Stripper* sebesar 0,27% dengan kemurnian produk yang meningkat menjadi 99,548% dari awalnya sebesar 99%.

Kata kunci : Etil asetat, distilasi reaktif, *real time optimization*, pengendali *proportional integral* (PI), Aspen Plus.

# **PERFORMANCE EVALUATION OF REACTIVE DISTILLATION FOR ETHYL ACETATE SYNTHESIS WITH PI CONTROLLER BY USING REAL TIME OPTIMIZATION**

Name : 1. Desy Ayu Prihardini NRP. 2312 100 068  
2. Indriati Dewi NRP. 2312 100 071  
Departement : Chemical Engineering FTI-ITS  
Lecture : 1. Prof. Ir. Renanto Handogo, M.S., Ph.D.  
2. Juwari ST., M.Eng, Ph.D.

## **ABSTRACT**

This research aims to create a simulation of reactive distillation column with a PI controller and perform the optimization of the process that has been successfully simulated. Ethyl acetate is a product of the esterification of ethanol and acetic acid with the byproduct is water. Azeotropic systems is formed between the compound of reactants, products or reactants to products, it causes the ethyl acetate product with high purity is difficult to obtain. Reactive distillation column configuration that combines reaction and separation processes are proven to solve the problem. Simulation of reactive distillation column for the synthesis of ethyl acetate performed using software Aspen Plus<sup>TM</sup>. The system consists of a reactive distillation column, decanter and stripper columns. Target of ethyl acetate purity is 99%. PI controller are used to maintain product purity at a value of 99%. To evaluate the performance of the controller, the system is given the disturbance arising from changes in feed flow rate of  $\pm 20\%$  ethanol.

After the process adequately controlled, further optimization to get the optimum operating conditions for the process. Real Time Optimization is an effective approach to improvised economic aspects and reduce the need for sources of

raw materials in the chemical and petrochemical industries. In this research, evaluation for reactive distillation systems is performed, by modifying the operating conditions so that the utility can reduce operating costs to obtain the maximum benefit that is done continuously to keep the process at the optimum operation condition.

The results of this research are simulated reactive distillation column for the synthesis of ethyl acetate by the PI controller and after going through the optimization process using a Real Time Optimization in software Aspen Plus Dynamics decreased RD Column reboiler duty of 6% and for Stripper Column of 0,27% with a product purity which increased to 99,548% from the beginning of 99%

Keywords: Ethyl acetate, reactive distillation, real time optimization, proportional integral (PI) controller, and Aspen Plus.



## KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Tuhan YME karena berkat rahmat dan karunia-Nya yang telah memberi segala kemudahan dan kekuatan kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan Proposal Skripsi yang berjudul "Evaluasi Kinerja Kolom Distilasi Reaktif dengan Pengendali PI untuk Sintesis Etil Asetat Menggunakan *Real Time Optimization*" yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

Keberhasilan penulisan Proposal Skripsi ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Oleh karena itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang setulus-tulusnya kepada :

1. Bapak Juwari, ST., M.Eng., Ph.D. selaku Kepala Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
2. Bapak Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D. selaku Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses, atas bimbingan dan saran yang diberikan.
3. Bapak Prof. Ir. Renanto Handogo, MS., Ph.D. dan Bapak Juwari, ST., M.Eng., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
4. Bapak Setiyo Gunawan, ST., Ph.D. selaku Koordinator Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia.
5. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia.
6. Teman-teman K52 Teknik Kimia FTI-ITS dan teman-teman lab Perdalpro yang senantiasa memberikan semangat kepada kami.

Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Tuhan YME. Penulis mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun demi kesempurnaan dan untuk penelitian di masa yang akan datang.

Akhirnya semoga tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi Penulis dan Pembaca khususnya.

Surabaya, 20 Juli 2016

Penyusun

## DAFTAR ISI

ABSTRAK.....	i
<i>ABSTRACT</i> .....	iii
KATA PENGANTAR.....	v
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	ix
DAFTAR TABEL.....	xi
BAB I PENDAHULUAN.....	I-1
I.1.Latar Belakang.....	I-1
I.2. Rumusan Masalah.....	I-3
I.3. Batasan Masalah.....	I-3
I.4. Tujuan Penelitian.....	I-3
I.5. Manfaat Penelitian.....	I-3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	II-1
II.1. Reaksi Pembentukan Etil Asetat.....	II-1
II.2.Distilasi Reaktif.....	II-2
II.3. <i>Feedback Controller</i> .....	II-4
II.4.Tuning Pengendali <i>Proportional Integral (PI)</i> ...	II-8
II.5. <i>Real Time Optimization (RTO)</i> .....	II-8
II.6. Algoritma Optimisasi FeasOpt.....	II-16
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....	III-1
III.1 Studi Literatur.....	III-1
III.2 Metode Penelitian.....	III-1
III.3 Model Termodinamika ( <i>Fluid Package</i> ).....	III-4
III.4 Simulasi <i>Steady State</i> dan Validasi Hasil.....	III-4
III.5 Tahap Sizing dan Perubahan ke <i>Dynamic</i> <i>Mode</i> .....	III-5
III.6 Membuat Sistem Pengendali di Aspen Plus <i>Dynamics</i> .....	III-6
III.7 Gangguan ( <i>disturbance</i> ) pada sistem.....	III-6
III.8 Optimasi Proses di Aspen Plus <i>Dynamics</i> .....	III-7
III.9 Hasil Optimasi Kondisi Operasi.....	III-7

BAB IV	HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN.....	IV-1
	IV.1 Simulasi <i>Steady State</i> .....	IV-1
	IV.2 Validasi Data dan Hasil Simulasi.....	IV-3
	IV.3 Pengendalian Proses Distilasi Reaktif dengan Pengendali PI.....	IV-4
	IV.4 <i>Real Time Optimization</i> .....	IV-16
BAB V	KESIMPULAN DAN SARAN.....	V-1
	V.1 Kesimpulan.....	V-1
	V.2 Saran.....	V-1
DAFTAR PUSTAKA.....		xii
APPENDIKS PERHITUNGAN <i>SIZING</i> .....		A-1
APPENDIKS Pengerjaan <i>REAL TIME</i> <i>OPTIMIZATION</i> .....		B-1

## DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Diagram <i>Equilibrium Stage</i> .....	II-3
Gambar II.2	Aksi Kontrol pada Pengendali <i>Proportional</i> ...	II-5
Gambar II.3	Blok Pengendali <i>Proportional</i> .....	II-6
Gambar II.4	Blok Diagram untuk Pengendali <i>Proportional Integral</i> .....	II-7
Gambar II.5	Aksi Pengendali <i>Proportional-Integral</i> .....	II-7
Gambar II.6	Lima Level Hierarki Proses Kontrol dan Optimisasi.....	II-9
Gambar II.7	<i>Real Time Optimizer Process Flow Diagram</i> .....	II-11
Gambar II.8	Tahapan Umum Proses Pengukuran Data.....	II-13
Gambar II.9	Skema Tahapan Penentuan Estimasi <i>Robust</i> Parameter.....	II-14
Gambar II.10	Flow Diagram Algoritma Optimisasi (FeasOpt).....	II-16
Gambar III.1	Diagram Alir Penelitian (Proses Pengendalian dengan PI).....	III-2
Gambar III.2	Diagram Alir Penelitian (Proses Optimasi).....	III-3
Gambar III.3	Skema Pengendalian PI.....	III-6
Gambar IV.1	Simulasi <i>Steady State</i> Sintesis Etil Asetat.....	IV-2
Gambar IV.2	Grafik <i>Mass Flow Product</i> Pada Simulasi <i>Dynamic</i> .....	IV-7
Gambar IV.3	Sensitivitas <i>Tray</i> Kolom RD (1) dan Kolom <i>Stripper</i> (2).....	IV-8
Gambar IV.4	Skema Pengendalian PI Kolom Distilasi Reaktifl.....	IV-9
Gambar IV.5	Profil Pengendalian (-20%) Terhadap Temperatur Kolom RD.....	IV-11
Gambar IV.6	Profil Pengendalian (-20%) Terhadap Temperatur Kolom <i>Stripper</i> .....	IV-11
Gambar IV.7	Profil Pengendalian (-20%) Terhadap Tekanan Kolom RD.....	IV-12

Gambar IV.8	Profil Pengendalian (+20%) Terhadap Temperatur Kolom <i>Stripper</i> .....	IV-12
Gambar IV.9	Profil Pengendalian (+20%) Terhadap Temperatur Kolom RD.....	IV-13
Gambar IV.10	Profil Pengendalian (+20%) Terhadap Tekanan Kolom <i>Stripper</i> .....	IV-13
Gambar IV.11	Profil Pengendalian (+20%) Terhadap Tekanan Kolom RD.....	IV-14
Gambar IV.12	Profil Pengendalian (+20%) Terhadap Temperatur <i>Decanter</i> .....	IV-14
Gambar IV.13	Stuktur Pengendali CS4.....	IV-15
Gambar IV.14	Hasil Pengendali PI CS4.....	IV-15
Gambar IV.15	Profil <i>Duty Reboiler</i> Kolom RDC pada Proses <i>Real Time Optimization</i> .....	IV-19
Gambar IV.16	Profil Temperatur Kolom RDC pada Proses <i>Real Time Optimization</i> .....	IV-19
Gambar IV.17	Profil Tekanan Kolom RDC pada Proses <i>Real Time Optimization</i> .....	IV-20
Gambar IV.18	Profil Komposisi Etil Asetat pada <i>Top</i> <i>Product</i> Kolom RDC pada Proses <i>Real Time Optimization</i> .....	IV-20
Gambar IV.19	Profil <i>Duty Reboiler</i> Kolom <i>Stripper</i> pada Proses <i>Real Time Optimization</i> .....	IV-21
Gambar IV.20	Profil Temperatur Kolom <i>Stripper</i> pada Proses <i>Real Time Optimization</i> .....	IV-22
Gambar IV.21	Profil Tekanan Kolom <i>Stripper</i> pada Proses <i>Real Time Optimization</i> .....	IV-22
Gambar IV.22	Profil Komposisi Etil Asetat pada <i>Bottom Product</i> Kolom <i>Stripper</i> pada Proses <i>Real Time Optimization</i> .....	IV-23

## DAFTAR TABEL

Tabel II.1	Suhu dan Komposisi Titik Azeotrop pada Sintesis Etil Asetat.....	II-2
Tabel III.1	Parameter Biner Model NRTL.....	III-4
Tabel III.3	Data Desain Peralatan Penelitian.....	III-5
Tabel IV.1	Hasil Simulasi <i>Steadystate</i> Menggunakan Software Aspen Plus.....	IV-3
Tabel IV.2	Hasil <i>Sizing</i> Alat.....	IV-5
Tabel IV.3	Pasangan <i>Controlled Variable</i> dan <i>Manipulated Variable</i> .....	IV-8
Tabel IV.4	Hasil Tuning Parameter Pengendali PI.....	IV-10
Tabel IV.5	<i>Real Time Optimization Constraints</i> .....	IV-18
Tabel IV.6	Data <i>Set Point Update</i> Hasil <i>Real Time Optimization</i> .....	IV-24

# BAB I

## PENDAHULUAN

### I.1 Latar Belakang

Dalam dunia industri, banyak sekali proses yang membutuhkan pelarut untuk menghasilkan produk jadi. Senyawa ester adalah bahan yang paling umum digunakan sebagai bahan pelarut atau *solvent*. Etil asetat (EtOAc) adalah salah satu senyawa ester yang biasa digunakan dalam industri kimia. Kegunaan etil asetat dalam dunia industri antara lain sebagai bahan pelarut cat, *thinner*, bahan pembuat plastik, *coextractant* bagi senyawa lemak, kamfer, bahan – bahan antibiotik, dan lain-lain.

Proses pembuatan EtOAc pada umumnya melalui suatu reaksi bolak-balik (*reversible*) antara asam asetat (HAc) dan etanol (EtOH) dalam suasana asam yang dikenal sebagai esterifikasi Fischer. Dalam proses tersebut, reaksi memiliki konversi yang rendah, sehingga sulit mendapatkan produk dengan kemurnian yang tinggi. Selain itu, terbentuk azeotrop antara senyawa reaktan dan produk sehingga sulit untuk memperoleh produk dengan kemurnian yang tinggi. Azeotrop yang terbentuk pada reaksi tersebut yaitu antara etanol dan etil asetat (EtOH-EtAc), etanol dan air (EtOH-H<sub>2</sub>O), etil asetat dan air (EtAc-H<sub>2</sub>O), serta etanol, etil asetat, dan air (EtOH-EtAc-H<sub>2</sub>O). Dari keempat azeotrop yang terbentuk tersebut bentuk EtOH-EtAc-H<sub>2</sub>O memiliki titik didih terendah. Hal ini menyebabkan pemisahan ketiga komponen tersebut menjadi sulit.

Dengan semakin berkembangnya teknologi, berbagai cara telah dilakukan guna mendapatkan produk yang memiliki konversi dan kemurnian yang tinggi. Chien dkk (2004) mengusulkan sebuah desain reaktor CSTR dilengkapi dengan dua buah kolom distilasi dan *decanter* untuk proses pemurnian dengan menggunakan pengendali PI. Berdasarkan desain tersebut konversi reaksi dan kemurnian produk meningkat. Pada



konfigurasi yang diusulkan ini, diperoleh hasil bahwa pengendali PI mampu mengendalikan sistem tersebut dan waktu untuk mencapai *set point* jika terjadi gangguan adalah sekitar sepuluh jam.

Tang dkk (2005) mengajukan perbaikan desain Chien dkk dimana reaktor dan distilasi digabung menjadi satu, yang sekarang dikenal dengan istilah distilasi reaktif. Dalam system distilasi reaktif ini, proses reaksi kimia dan pemisahan terjadi dalam satu kolom distilasi (Wang&Wong, 2005). Produk yang dihasilkan dari desain tersebut adalah etil asetat dengan kemurnian yang tinggi. Pada tahun 2006, Lai dkk mengusulkan sebuah desain *Proportional Integral (PI) controller* pada kolom distilasi reaktif untuk pembuatan etil asetat. Hasil yang diperoleh dari desain tersebut adalah waktu yang dibutuhkan untuk kembali ke *set point* adalah sekitar lima jam.

*Proportional Integral (PI) Controller* adalah jenis pengendali *feedback* yang sangat umum digunakan di dunia industri. Struktur ini merupakan pengembangan dari pengendali *Proportional* yang sederhana dengan menggabungkannya struktur *Integral*. Pada banyak proses, pengendali ini menunjukkan unjuk kerja yang baik dalam mengatasi gangguan pada proses.

Setelah proses pada sistem dapat dikendalikan dengan baik, perlu dilakukan proses optimasi. Optimasi adalah suatu proses untuk menemukan dan menerapkan kondisi operasi terbaik dengan hasil yang maksimal, sehingga proses ini sangat penting untuk dilakukan. Salah satu metode yang dapat digunakan untuk melakukan proses optimasi adalah *Real Time Optimization (RTO)*, dimana *objective function* ditetapkan terlebih dahulu kemudian *constraints* pada proses. Dengan metode ini, proses pada sistem dioptimasi berdasarkan dua hal tersebut yang telah ditetapkan.

## **I.2 Rumusan Masalah**

Berdasarkan latar belakang yang telah disampaikan di atas, beberapa masalah untuk diselesaikan pada penelitian ini adalah :

1. Bagaimana merancang dan mensimulasikan proses kolom distilasi reaktif untuk sintesis etil asetat dengan PI menggunakan simulasi Aspen Plus.
2. Bagaimana memodelkan konfigurasi untuk mendapatkan *minimum duty required* dan komposisi etil asetat maksimum sebagai produk, dengan menggunakan *Real Time Optimization* (RTO)

## **I.3 Batasan Masalah**

Beberapa batasan masalah dalam penelitian ini adalah :

1. Proses yang dipelajari adalah sintesis etil asetat menggunakan kolom distilasi reaktif menggunakan pengendali PI
2. Program yang digunakan adalah Aspen Plus
3. Optimasi dilakukan dengan menggunakan metode *Real Time Optimization* (RTO)

## **I.4 Tujuan Penelitian**

Penelitian ini bertujuan untuk :

1. Membuat simulasi proses sintesis etil asetat dengan kolom distilasi reaktif dengan pengendali PI menggunakan simulasi Aspen Plus
2. Menghitung minimum *utility duty required* dan komposisi etil asetat sebagai produk yang maksimum

## **I.5 Manfaat Penelitian**

Penelitian ini diharapkan memiliki manfaat :

1. Dapat melakukan simulasi proses sintesis etil asetat dengan kolom distilasi reaktif menggunakan pengendali PI

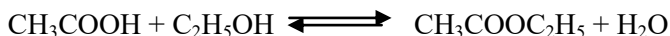
2. Mendapatkan konfigurasi optimum pada kolom distilasi reaktif dengan minimum *utility duty required* dan komposisi etil asetat sebagai produk yang maksimum
3. Diharapkan hasil penelitian ini dapat memberikan kontribusi untuk penelitian selanjutnya

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### II.1 Reaksi Pembentukan Etil Asetat

Etil asetat adalah senyawa ester dengan rumus molekul  $C_4H_8O_2$ . Etil asetat diperoleh dengan mereaksikan asam asetat dan etanol. Reaksi tersebut dapat menggunakan katalis homogen maupun heterogen. Katalis homogen yang sering digunakan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ), sedangkan katalis heterogen yang umum digunakan adalah Purolite CT179. Pada penerapannya, katalis homogen memerlukan *total annual cost* (TAC) yang lebih besar dibanding katalis heterogen. (Lai dkk, 2006)

Reaksi beserta kinetika pembentukan etil asetat menggunakan katalis Purolite CT179 adalah sebagai berikut:



Dengan kinetika reaksi sebagai berikut:

$$r = m_{cat} \times (k_1 x_{HAc}^{1.5} x_{EtOH} - k_{-1} x_{AtAc} x_{H_2O})$$

$$k = 4.24 \times 10^3 \exp\left(\frac{-48300}{RT}\right)$$

$$k_{-1} = 4.55 \times 10^5 \exp\left(\frac{-66200}{RT}\right)$$

dimana:

$m_{cat}$  = massa katalis yang digunakan dengan asumsi massa jenis katalis =  $770 \text{ kg/m}^3$  dan katalis menempati 50% dari volume *hold up tray*

$k_1$  = konstanta kecepatan reaksi ke kanan ( $\text{kgmol/kg katalis.s}$ )

$k_{-1}$  = konstanta kecepatan reaksi ke kiri ( $\text{kgol/kg katalis.s}$ )

$R$  = tetapan gas ideal ( $8.314 \text{ kJ/kmol.K}$ )

Reaksi di atas merupakan reaksi yang reversible oleh karena itu sulit untuk mendapatkan konversi reaksi yang tinggi. Reaktan dan produk membentuk sistem azeotrop yang dapat dilihat dari gambar dan tabel II.1 serta gambar II.2 di bawah ini. (Chien dkk, 2006)

**Tabel II.1** Suhu dan Komposisi Titik Azeotrop pada Sintesis Etil Asetat

Komponen i	Komposisi	Temperatur (K)
EtOH/EtAc	(0.4572, 0.5248)	344.96
EtOH/H <sub>2</sub> O	(0.9016, 0.0984)	351.33
EtAc/H <sub>2</sub> O	(0.6869, 0.3131)	343.53
EtOH/EtAc/H <sub>2</sub> O	(0.1069, 0.6073, 0.2858)	343.24

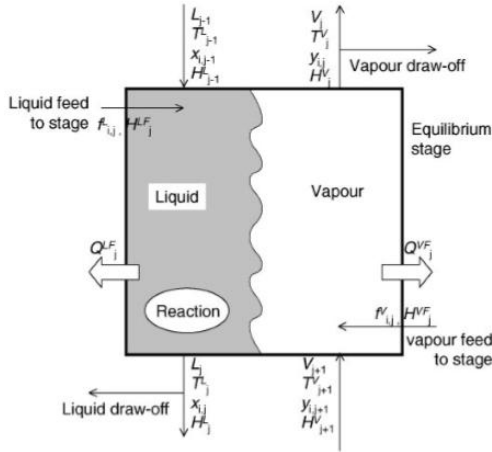
Diantara keempat sistem di atas, sistem etanol-etil asetat-H<sub>2</sub>O memiliki titik didih yang rendah. Hal ini mengakibatkan campuran dari ketiga senyawa ini akan selalu terbawa pada produk atas kolom. Apabila digunakan distilasi sederhana, hal tersebut akan membuat kemurnian produk menjadi berkurang.

## II.2 Distilasi Reaktif

Distilasi reaktif mengkombinasikan antara reaksi kimia dan pemisahan produk destilasi, menawarkan beberapa keuntungan dibandingkan dengan proses konvensional, di mana reaksi dan pemisahan produk dilakukan secara seri. Karena produk yang dipisahkan secara bersamaan dari campuran reaksi, tidak ada kesetimbangan kimia dapat ditetapkan, dan oleh karena itu kecepatan reaksi dipertahankan pada tingkat tinggi. Akibatnya, distilasi reaktif terutama menguntungkan untuk reaksi kesetimbangan terbatas. Hal ini juga berlaku untuk proses untuk produksi dan hidrolisis asetat. Selain, distilasi reaktif dapat mempermudah penekanan reaksi samping. (Sulzer dkk., 2001)

Unit kolom distilasi reaktif yang menggabungkan proses reaksi dan pemisahan menjadi teknologi yang menarik karena kemampuannya dalam mengurangi energi serta peralatan yang dibutuhkan. (Wang dan Wong, 2005)

Permodelan distilasi reaktif yang umum digunakan adalah *Equilibrium Stage Model* (EQ) yang ditunjukkan pada gambar di bawah ini.



**Gambar II.1** Diagram *Equilibrium Stage* (Taylor and Krishna., 2000)

Uap dari stage  $n+1$  dan cairan dari stage  $n-1$  dikontakkan pada storage  $n$  bersama dengan umpan. Aliran uap dan cairan yang meninggalkan stage diasumsikan saling berkesetimbangan. Persamaan yang memodelkan equilibrium stage dikenal sebagai persamaan MESH. Persamaan neraca massa total adalah sebagai berikut.

$$\frac{dU_j}{dt} = V_{j+1} + L_{j-1} + F_j - (1 + r_j^V)V_j - (1 + r_j^L)L_j + \sum_{m=1}^r \sum_{i=1}^c v_{i,m} R_{m,j} \varepsilon_j \quad (2.5)$$

Sedangkan untuk neraca massa komponen sebagai berikut,

$$\frac{dU_{jxi,j}}{dt} = V_{j+1}y_{i,j+1} + L_{j-1}x_{i,j} + F_jz_{i,j} - (1 + r_j^V)V_jy_{i,j} - (1 + r_j^L)L_jx_{i,j} + \sum_{m=1}^r v_{i,m} R_{m,j} \varepsilon_j \quad (2.6)$$

$U_j$  adalah *hold up* pada *stage j*. Pada umumnya,  $U_j$  dianggap hanya *hold up* untuk fase cair. Pada tekanan tinggi, *hold up* fase uap harus diperhitungkan.

Persamaan kesetimbangannya,

$$y_{i,j} = K_{i,j}x_{i,j} \quad (2.7)$$

Persamaan penjumlahan,

$$\sum_{i=1}^c x_{i,j} = 1 ; \sum_{i=1}^c y_{i,j} = 1 \quad (2.8)$$

Neraca panas,

$$\frac{dU_j H_j}{dt} = V_{j+1} H_{j+1}^V + L_{j-1} H_{j-1}^L + F_j H_j^F - (1 + r_j^V) V_j H_j^V - (1 + r_j^L) L_j H_j^L - Q_j \quad (2.9)$$

Tang dkk (2005) dan Lai dkk (2006) mengembangkan sebuah desain proses untuk mendapatkan etil asetat dengan kemurnian tinggi. Dimana pada desain tersebut terdapat 1 buah kolom distilasi, 1 buah decanter untuk memisahkan produk atas dari kolom distilasi pertama dan sebuah stripper untuk memurnikan produk etil asetat. Dengan sistem ini, kemurnian etil asetat dapat mencapai 99%.

### II.3 *Feedback Controller*

Algoritma kontrol feedback (umpan balik) adalah algoritma kontrol yang digunakan secara luas di dunia industri. *Proportional Integral Derivative* (PID) dan *on-off control* adalah dua jenis kontrol *feedback* yang secara umum digunakan. Pada tahun 1930an, tiga model kontrol dengan proportional, integral, dan derivative (PID) aksi kontrol feedback telah digunakan secara komersial. (Ziegler, 1975)

#### II.3.1 *Proportional Control*

Pada feedback kontrol, objective yang digunakan untuk dapat menanggulangi error adalah sebagai berikut:

$$e(t) = y_{sp}(t) - y_m(t) \quad (2.10)$$

dimana:

$$e(t) = \text{sinyal error} \quad (2.11)$$

$$y_{sp}(t) = \text{set point} \quad (2.12)$$

$$y_m(t) = \text{nilai yang terukur dari variabel terkontrol} \quad (2.13)$$

Meskipun pada persamaan di atas menunjukkan bahwa besarnya set point dapat bervariasi sesuai dengan waktu, namun pada kasus kontrol yang umum, besarnya dijaga konstan untuk

waktu yang lama. Untuk *proportional control*, *controller output* sebanding dengan sinyal *error* yang diterima oleh *pengendali*, dirumuskan sebagai berikut:

$$p(t) = p + K_c e(t) \quad (2.14)$$

dimana:

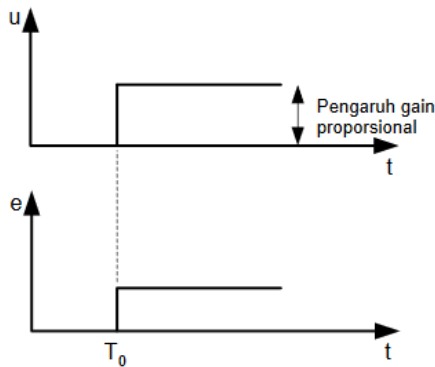
$$p(t) = \text{output pengendali} \quad (2.15)$$

$$p = \text{bias (nilai steady state)} \quad (2.16)$$

$$K_c = \text{gain pengendali (tak berdimensi)} \quad (2.17)$$

Konsep utama pada *proportional control* adalah sebagai berikut:

(1) *Gain* pengendali bisa di atur untuk menghilangkan deviasi antara variabel yang terukur dengan *set point* (2) Besarnya nilai  $K_c$  dipilih untuk meningkatkan (ataupun mengurangi) nilai *output pengendali* sesuai dengan peningkatan (atau penurunan) nilai *error*.

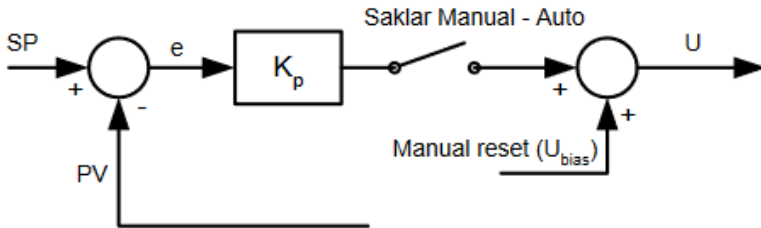


**Gambar II.2** Aksi Kontrol pada Pengendali *Proportional*

Untuk *proportional* pengendali, besarnya nilai bias ( $p$ ) dapat diatur, prosedur yang dikenal dengan nama manual reset. Karena besarnya nilai *output* pengendali ketika tidak ada reeor adalah sama dengan nilai bias, bias ditetapkan besarnya sama dengan besarnya nilai *manipulated variable* pada kondisi *steady*



state. Berikut ini adalah blok diagram dan ilustrasi dari *proportional control*.



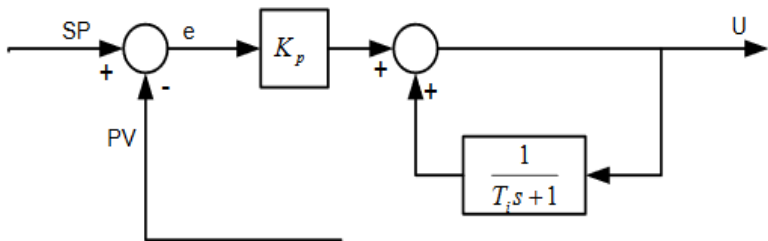
**Gambar II.3** Blok Pengendali *Proportional*

### II.3.2 *Integral Control*

Pada aksi integral control, besarnya nilai output pengendali bergantung pada nilai integral dari sinyal error, dirumuskan sebagai berikut:

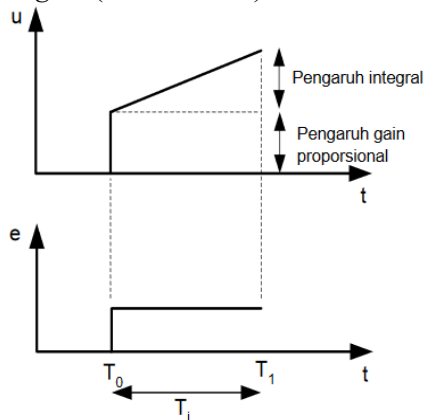
$$p(t) = p + \frac{1}{\tau} \int_0^t e(t^*) dt^* \quad (2.18)$$

dimana  $\tau_i$  adalah parameter yang ditentukan sebagai integral time atau reset time, dengan satuan waktu. *Integral control* digunakan secara luas karena terbukti dapat mengatasi offset. Penggunaan aksi kontrol integral pada *controller* pada dasarnya dimaksudkan untuk menggantikan aksi manual reset yang berfungsi untuk menghilangkan error tunak



**Gambar II.4** Blok Diagram untuk Pengendali *Proportional Integral*

Dengan tujuan untuk menjaga nilai manipulated variable sesuai dengan nilai steady statenya, nilai *output pengendali* juga harus dijaga konstan. Persamaan 2.18 menunjukkan bahwa besarnya nilai p akan selalu berubah kecuali nilai  $e(t^*) = 0$ . Kondisi ideal tersebut selalu terjadi kecuali jika elemen kontrol mengalami kejenuhan sehingga tidak dapat bekerja untuk mengatur nilai *manipulated variable* sesuai dengan nilai *steady statenya*. Pengendali integral selalu digunakan bersama pengendali *proportional*, yang biasa dikenal dengan pengendali *proportional-integral* (PI controller).



**Gambar II.5** Aksi Pengendali *Proportional-Integral*

## II.4 Tuning Pengendali *Proportional Integral* (PI)

Tuning adalah proses penentuan parameter pengendali yang tepat untuk suatu sistem. Beberapa tuning yang dikenal untuk pengendali PI adalah sebagai berikut:

- a. Metode *Direct Synthesis* (DS)
- b. Metode Internal Model Controller (IMC)
- c. *Controller Tuning Relations*
- d. *Frequency Response Techniques*
- e. *Computer Simulations*
- f. *Ziegler-Nichols Method*
- g. *Tyres-Luyben Method*
- h. *On-line tuning after the control system is installed* (Seborg, 2011)

Pada penelitian ini, metode tuning yang digunakan adalah dengan menggunakan fasilitas tuning pada *Aspen Plus Dynamic*. Tuning pengendali dilakukan dengan menggunakan *relay feedback test* menggunakan metode tuning *Tyres-Luyben*. (Luyben, 2006)

## II.5 *Real Time Optimization* (RTO)

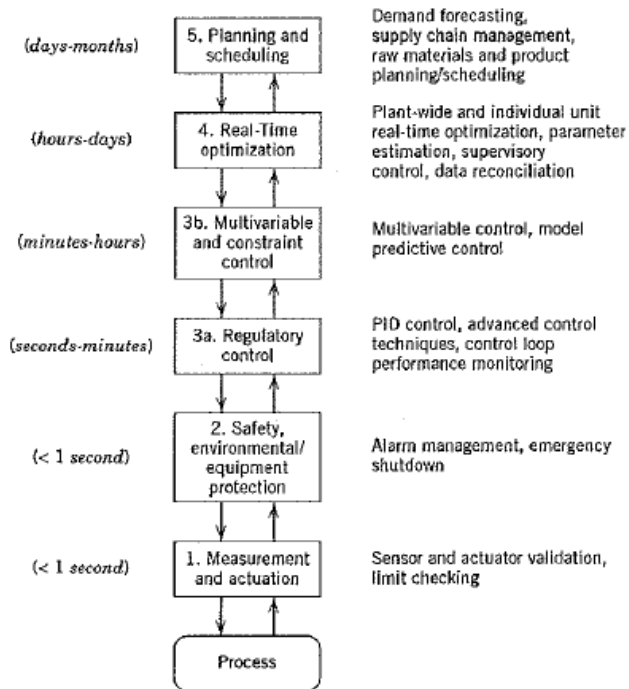
Pada 5 tingkat Hierarki kontrol suatu proses, RTO digunakan untuk mengkoordinasi jaringan proses suatu unit dan untuk mengoptimalkan *set point* pada setiap unit proses, yang disebut dengan *supervisory control*.

*Real Time Optimization* berguna untuk mengindikasikan re-evaluasi kontinu perubahan kondisi operasi proses agar produktivitas ekonomi proses pada kondisi maksimal. Optimasi pada proses industri menjadi sesuatu yang menarik seiring semakin ketatnya persaingan global dan ketentuan kualitas produk yang semakin spesifik. *Real Time Optimization* merupakan konsep yang menarik karena berada pada level hierarki kontrol dimana keputusan dari segi ekonomi berhubungan langsung dengan operasional proses produksi. (Naysmith, 1997)

Secara umum, tidak semua proses akan sesuai menggunakan *real time optimization*. Proses yang mempunyai *range* kondisi operasi yang besar yang berkaitan dengan variasi harga produk dan harga bahan baku akan lebih menguntungkan menggunakan *real time optimization*. Seperti utilitas *steam* pabrik.

Keuntungan dari *steady state real time optimization* yaitu:

1. Meningkatkan *yield* produk dan/atau kualitas
2. Mengurangi konsumsi energi dan biaya operasi
3. Meningkatkan kapasitas alat, *stream factors*
4. Biaya perawatan lebih rendah



**Gambar II.6** Lima Level Hierarki Proses Kontrol dan Optimisasi

### II.6.1 Kebutuhan Dasar pada *Real Time Optimization*

Model *steady state* yang digunakan di RTO pada umumnya, didapatkan dari baik pengetahuan fundamental ataupun data eksperimen. Hal ini mengatur kondisi operasi setiap unit operasi pabrik seperti suhu, tekanan, dan laju alir feed untuk memprediksikan yield produk, laju produksi, dan karakteristik produk (kemurnian, viskositas, berat molekul). Model ekonomi berkaitan dengan harga bahan baku, nilai produk, dan biaya produksi sebagai fungsi dari kondisi operasi. Fungsi objektif, *quantitas* secara spesifik digambarkan melalui, ekspresi profit operasi pabrik dalam satu perioda waktu tertentu berikut ini. (Naysmith,1997)

$$P = \sum_S F_S V_S - \sum_r F_r C_r - OC$$

Dimana,

$P$  = *operating profit/time*

$\sum_S F_S V_S$  = *sum product flow rates times  
respective product values*

$\sum_r F_r C_r$  = *sum of feed flow rate times respective  
unit cost*

$OC$  = *Operating costs/time*

Kondisi pasar yang mempengaruhi *operating process* terhadap banyaknya keuntungan yang diperoleh, yaitu :

#### 1. *Sales Limited by Production*

Pada tipe pasar ini , penjualan dapat dinaikkan dengan menaikkan laju produksi. Hal ini dapat dicapai dengan mengoptimasi kondisi operasi proses, dan jadwal produksi

#### 2. *Sales Limited by Market*

Kondisi ini sangat fluktuatif karena tergantung permintaan pasar, hanya dapat disesuaikan dengan melakukan optimasi kondisi operasi agar laju produksi sesuai dengan permintaan pasar.

#### 3. *Large Throughput*

Unit dengan laju produksi tinggi sangat berpotensi untuk mendapatkan keuntungan, penghematan yang

sedikit pada unit dapat berpengaruh banyak terhadap keuntungan yang didapatkan,

**4. *High Raw Material and Energy Consumption***

Alokasi optimal pada suplai bahan bakar, dan steam pabrik dapat mengurangi pengeluaran dengan mengurangi konsumsi bahan bakar

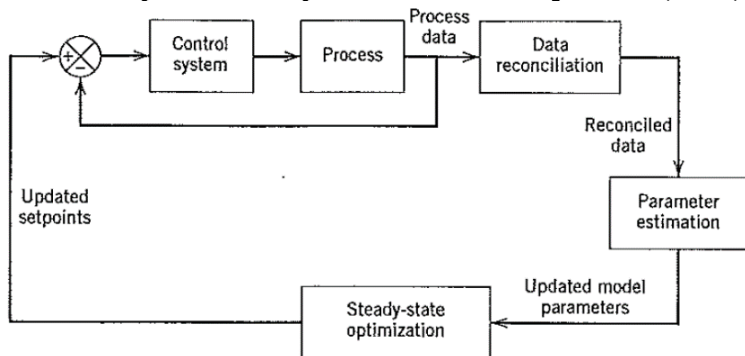
**5. *Product Quality Better than Spesification***

Kualitas produk lebih baik dari target spesifikasi produk, dapat mempengaruhi biaya produksi meningkat. Dengan menyesuaikan kondisi operasi untuk menghasilkan produk yang sesuai permintaan pelanggan, dapat melakukan penghematan . Tetapi cara ini dapat mengurangi *variability process*.

**6. *Losses of valuable or Hazardous Components Through Waste Stream***

Limbah yang dihasilkan dari proses produksi (*waste streams*, udara dan air) dapat mengindikasikan apakah komponen berharga ikut terbawa pada aliran limbah atau tidak.

## II.6.2 Tahapan Siklus Optimasi *Real Time Optimizer (RTO)*



**Gambar II.7** *Real Time Optimizer Process Flow Diagram*

Tahapan siklus *Real Time Optimizer* seperti yang ditunjukkan pada gambar II.2 yaitu (Seborg, 2011) :

### 1. *Steady State Detection*

Hal ini mendeteksi apakah proses telah mendekati kondisi *steady state* sebagai acuan permodelan RTO dengan akurasi proses yang baik. Saat kondisi *plant* dikatakan *steady state* , data proses akan diolah untuk dioptimisasi. Metode yang digunakan untuk menentukan kondisi suatu proses telah *steady state* adalah *successive means test* , metode statistik berdasarkan teori matematis ini dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$t_{1,i}^2 = N \left( \frac{(x_{2,i} - x_{1,i})^2}{s_{1,i}^2 + s_{2,i}^2} \right)$$

Keterangan :

$t_{1,i}^2$  = a random variables obeying Hoteller's  $T^2$  distribution with numerator degree of freedom

1. And denominator degrees of freedom  $2N-2$

$N$  = number of measurements in each period

$x_{2,i}$  = mean value of variable  $i$  in the first time period

$x_{1,i}$  = mean value of variabel  $i$  in the second time period

$s_{1,i}^2$  = sample variance of variable  $i$  in the first time period

$s_{2,i}^2$  = sample variance of variable  $i$  in the second time period

Ukuran Perubahan Signifikan,  $\alpha$ , ditentukan dan  $T^2(\alpha)$  dihitung yang menjadi acuan atas dari distribusi  $T^2$  .

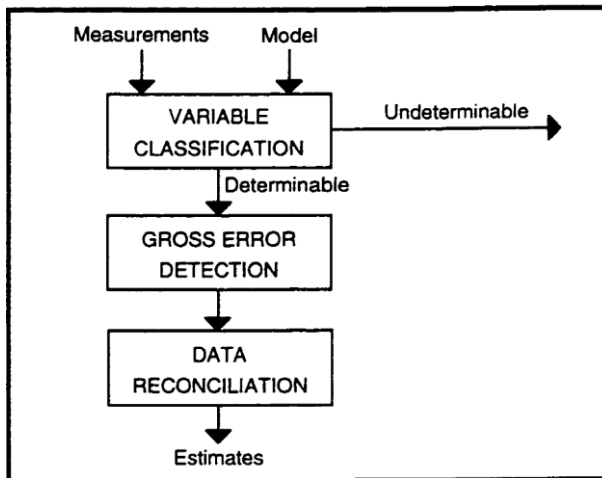
Ada 2 kemungkinan kasus , yaitu :

Kasus 1 :  $t_{1,i}^2 \leq T^2(\alpha)$  , maka kondisi proses sudah pada kondisi *steady state*

Kasus 2 :  $t_{1,i}^2 \geq T^2(\alpha)$  , maka kondisi proses belum mencapai kondisi *steady state*

## 2. *Data Reconciliation and Gross Error Detection*

Berguna untuk mengatur semua variabel yang terukur (massa, energi, dll) dan memungkinkan untuk mengestimasi variabel-variabel yang tidak terukur. *Gross Error Detection* akan mengoreksi error data proses yang ditemukan dengan metode yang sesuai, kemudian data yang telah disesuaikan akan dilanjutkan ke tahap selanjutnya.



**Gambar II.8** Tahapan Umum Proses Pengukuran Data

### a. *Linear, Steady State Data Reconciliation*

$y = (s \times 1)$  vektor dari data terukur

$x = (s \times 1)$  vektor dari nilai variabel sebenarnya]

$\epsilon = (s \times 1)$  vektor dari pengukuran error random  
asumsi dasar :

1. Nilai dari  $\epsilon$ ,  $E(\epsilon) = 0$

2. *Successive vectors* pengukuran  $E(\epsilon_i \epsilon_j^T) = 0$ ,  
untuk  $i \neq j$

Bentuk persamaan *constraints* linear dan homogen:

$$Ax = 0$$



Dimana,  $A = (n \times s)$  matrix koefisien yang merepresentasikan model proses linear.

Jika asumsi error hasil pengukuran didistribusikan normal maka, rumusan *data reconciliation* ditunjukkan dengan persamaan berikut :

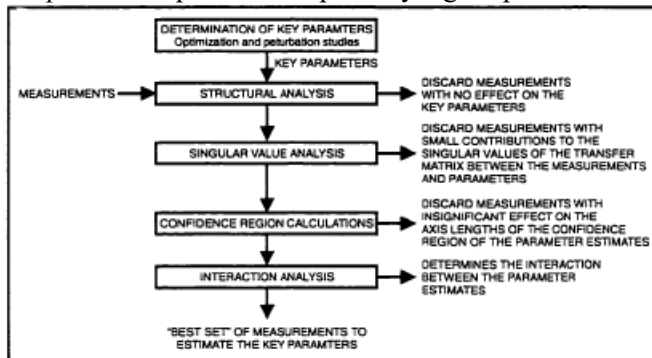
Min  $[(y - x)^T Q^{-1} (y - x)]$ , dengan  $Ax = 0$

Solusi menjadi:  $x = y - QA^T (AQA^T)^{-1} Ay$

- b. *Non Linear , Steady State Data Reconciliation*
- c.  $\left[ \sum_{i=1}^n w_i \left( \frac{y_i - x_i}{s_i} \right)^2 \right]$ , dengan  $h(x) = 0, g(x) \geq 0$
- d.  $w$  = faktor berat yang berhubungan dengan setiap variabel terukur
- e.  $y$  = variabel terukur
- f.  $x$  = nilai aktual variabel
- g.  $s$  = *standard deviation* pengukuran

### 3. *Parameter Estimation*

Tahapan ini , memperbarui parameter model terhadap proses data *plant* yang didapat. Model yang telah diperbarui ini kemudian dipakai untuk menentukan *set point* baru pada model proses yang dioptimisasi.



**Gambar II.9** Skema Tahapan Penentuan Estimasi *Robust* Parameter

#### 4. *Process Model*

Merupakan model dari proses yang merepresentasikan perubahan akibat dari algoritma optimisasi saat iterasi menuju solusi optimum.

#### 5. *Optimization*

Algoritma optimisasi digunakan untuk menunjukkan set poin optimum pada suatu proses dengan fungsi objektif dan proses *constraints*.

##### a. Fungsi Objektif

Fungsi objektif (*Darby & White*) :

Objektif = Harga Produk – Harga Bahan Baku – Biaya Utilitas – Variabel Ekonomi lainnya

##### b. Algoritma Optimisasi

Algoritma optimisasi menggunakan model proses dan fungsi objektif untuk menentukan set poin optimum pada sebuah proses pabrik. Tipe algoritma yang paling umum digunakan adalah *Successive Quadratic Programming* (SQP) dengan bentuk persamaan berikut ini :

$$\text{Minimize } f(x) = C^T + \frac{1}{2} x^T Q_x, \text{ dengan } Ax = b,$$

$$x \geq 0$$

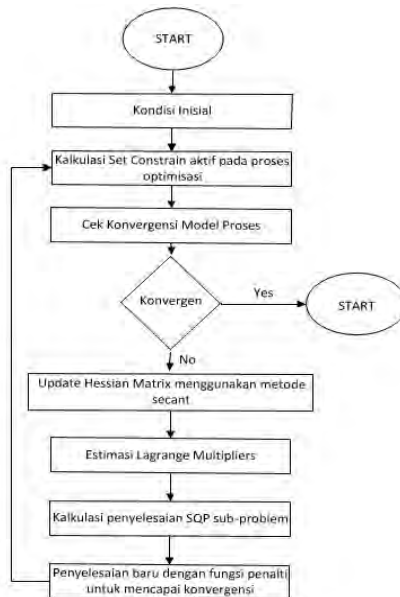
Metode SQP ini mengestimasi fungsi objektif dengan menggunakan fungsi kuadrat dan *constraints* menggunakan fungsi linear

#### 6. *Updating of Process Set Points*

Set point optimum yang telah ditemukan oleh optimizer di implementasikan pada proses pabrik. Saat kondisi proses pabrik kembali menuju *steady state*, siklus *real time optimizer* berulang lagi untuk menjaga kondisi operasi pabrik tetap optimum

## II.7 Algoritma Optimisasi (FeasOpt)

Dalam *quadratic programming*, fungsi objektif dan adalah kuadratik dan *constraint*-nya linear. Walaupun solusi dicari dengan cara iterative, solusi untuk mencapai konvergensi tetap secepat pada *linear programming*. Suatu fungsi permasalahan *quadratic programming* menyelesaikan fungsi dari  $n$  variabel yang dipengaruhi oleh  $m$  *inequality constraints* atau *equality constraints*.



**Gambar II.10** Flow Diagram Algoritma Optimisasi (FeasOpt)

Dalam bentuk yang lebih simpel, fungsi obyektif *quadratic programming* seperti persamaan berikut ini :  $Minimize f(x) = C^T + \frac{1}{2} + x^T Q x$ , dengan  $Ax = b$ ,  $x \geq 0$

Dimana  $c$  adalah vektor ( $n \times 1$ ),  $A$  adalah  $m \times n$  matrix dan  $Q$  adalah simetrik  $n \times n$  matrix. *Equality constraint* pada persamaan di atas ( $Ax = b$ ) beberapa mengandung *inequality constraint* yang telah diubah menjadi *equality constraint*. Hal ini sengaja dilakukan untuk menjaga nilai variabel agar tidak berubah yang akan

berpengaruh pada hasil optimisasi dan agar tidak keluar dari batas aman hasil optimisasi yang akan merusak kondisi hasil optimisasi. Hal ini disebut juga dengan hasil dari proses optimisasi yang buruk karena telah dilanggarnya batasan aman suatu proses hasil optimisasi. (Seborg, 2011).

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

## **BAB III**

### **METODOLOGI PENELITIAN**

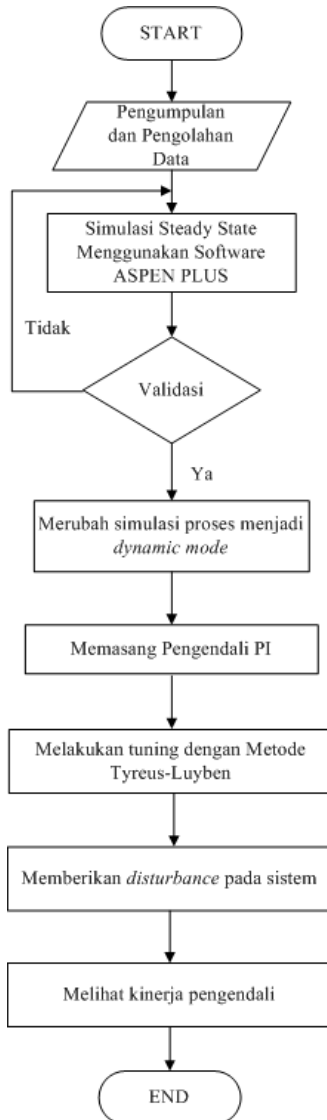
#### **III.1 Studi Literatur**

Beberapa literatur dan sumber informasi yang dibutuhkan untuk pelaksanaan penelitian didapat dari penelitian sebelumnya mengenai proses optimisasi dengan metode *Real Time Optimization* (RTO) dan Pengendalian Kolom Distilasi Reaktif Menggunakan *Proportional-Integral* (PI).

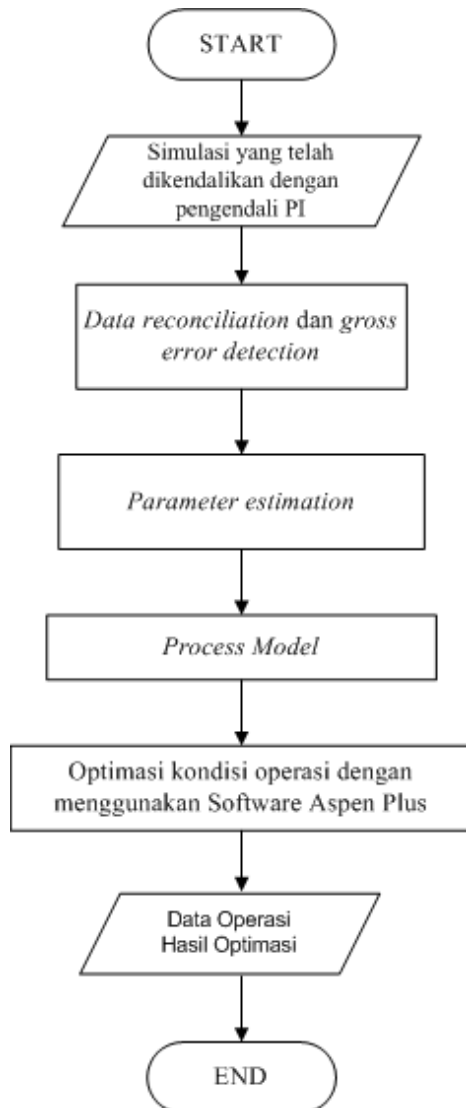
#### **III.2 Metodologi Penelitian**

Metode adalah suatu acuan dalam melakukan urutan-urutan kerja atau langkah-langkah analitis yang disusun secara benar dan teratur agar topik permasalahan bisa diselesaikan secara tepat dan dapat dipertanggung jawabkan. Pertama dilakukan pendefinisian masalah, dimana penelitian difokuskan pada bahasan-bahasan tertentu untuk mencegah perluasan pembahasan dan *overlapping*. Secara umum penelitian ini dilakukan dengan tahapan sebagai berikut :

1. Tahap pemodelan *steady state* dengan menggunakan software Aspen Plus
2. Validasi hasil simulasi *steady state* menggunakan data hasil penelitian sebelumnya, Lai dkk (2006)
3. Eksport simulasi *dynamic* menggunakan *software* Aspen Plus
4. Memasang pengendali PI pada sistem
5. Tuning pengendali PI
6. Melakukan tes terhadap konfigurasi proses dan pengendali yang dibuat dengan memberikan gangguan.
7. Melakukan proses optimasi dengan menggunakan *Real Time Optimization* pada *software* Aspen Plus.



**Gambar III.1** Diagram Alir Penelitian (Proses Pengendalian dengan PI)



**Gambar III.2** Diagram Alir Penelitian (Proses Optimasi)



### III.3 Model Termodinamika (*Fluid Package*)

Pada penelitian ini, simulasi dilakukan dengan menggunakan model termodinamika NRTL-HOC karena NRTL cocok untuk sistem yang tidak ideal. Selain itu diharapkan hasil simulasi yang didapatkan mendekati hasil di literatur. Parameter biner dapat dilihat pada tabel 3.1 dan 3.2 berikut ini.

**Tabel III.1** Parameter Biner Model NRTL

Komponen i	HAc	HAc	HAc
Komponen j	EtOH	EtAc	H <sub>2</sub> O
a <sub>ij</sub>	0	0	-1.9763
a <sub>ji</sub>	0	0	3.3293
b <sub>ij</sub>	-252.482	-235.279	609.8886
b <sub>ji</sub>	225.4756	515.8212	-723.888
c <sub>ij</sub>	0.3	0.3	0.3

Komponen i	EtOH	EtOH	EtAc
Komponen j	EtAc	H <sub>2</sub> O	H <sub>2</sub> O
a <sub>ij</sub>	1.817306	0.806535	-2.34561
a <sub>ji</sub>	-4.41293	0.514285	3.853826
b <sub>ij</sub>	-421.289	-266.533	1290.464
b <sub>ji</sub>	1614.287	444.8857	-4.42868
c <sub>ij</sub>	0.1	0.4	0.3643

(Sumber: Aspen Plus™)

### III.4 Simulasi *Steady State* dan Validasi Hasil

Sistem distilasi reaktif etil asetat disimulasikan secara steady state menggunakan software Aspen Plus. Simulasi *steady state* dilakukan menggunakan konfigurasi yang telah ada dari penelitian sebelumnya (Lai dkk, 2006). Konfigurasi sisten distilasi reaktif untuk sintesis etil asetat terdiri dari sebuah kolom distilasi reaktif, sebuah decanter, dan sebuah kolom stripper.

Reaksi dalam kolom distilasi mengikuti persamaan reaksi esterifikasi. Dalam simulasi steady state, reaksi ditulis menggunakan bahasa FORTRAN dalam bentuk subroutine.

Simulasi *steady state* dilakukan untuk mendapatkan kemurnian produk etil asetat sebesar 99%. Beberapa variable yang ditetapkan dalam pembuatan simulasi ditampilkan pada tabel 3.3 di bawah ini dengan mengacu pada penelitian sebelumnya (Lai dkk, 2006)

**Tabel III.2** Data Desain Peralatan Penelitian

	Kolom RD	Kolom <i>Stripper</i>
Jumlah tray total	20	10
Jumlah tray di bagian stripping	-	9
Jumlah tray untuk reaksi	11	-
Jumlah tray di bagian <i>rectifying</i>	9	-
Nomor tray <i>feed</i> etanol	20	-
Nomor tray <i>feed</i> asam asetat	20	-
Laju alir <i>feed</i> etanol (kmol/jam)	50.8	-
Laju alir <i>feed</i> asam asetat (kmol/jam)	57.47	-
<i>Reflux Ratio</i>	1.76	-

Hasil yang diperoleh kemudian divalidasi dengan menggunakan data dari hasil Lai dkk (2006). Parameter yang divalidasi antara lain adalah kondisi operasi kolom serta kemurnian produk etil asetat.

### III.5 Tahap Sizing dan Perubahan ke *Dynamic Mode*

Pada tahap ini dilakukan pemasukan ukuran alat pada setiap unit operasi di dalam simulasi. Tahap *sizing* dilakukan sebagai syarat untuk dapat masuk ke kondisi *dynamic*. Perubahan ke kondisi *dynamic mode* dilakukan untuk melakukan proses optimisasi menggunakan software Aspen Plus. *Sizing* alat yang



pengendali dilakukan dengan melihat profil respon pengendalian terhadap gangguan.

### **III.8 Optimisasi Kondisi Operasi Menggunakan Aspen Dynamics**

Tahap Optimisasi kondisi operasi ini merupakan tahap penentu dalam penelitian ini. Dalam optimisasi kondisi operasi ini menggunakan software Aspen Plus dengan metode Feast Sopt. FEASOPT adalah sebuah cara yang mungkin digunakan pada optimasi *successive quadratic programming*. Dapat digunakan untuk optimisasi atau estimasi kemungkinan log maksimum. Setelah didapat kondisi operasi hasil optimasi, lalu dibandingkan dengan kondisi operasi inisial.

### **III.9 Hasil Optimasi Kondisi Operasi**

Setelah proses optimasi dilakukan, akan diperoleh data kondisi operasi terbaru yang merupakan nilai optimal bagi berlangsungnya proses.

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

## **BAB IV**

### **HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN**

#### **IV.1 Simulasi Steady State**

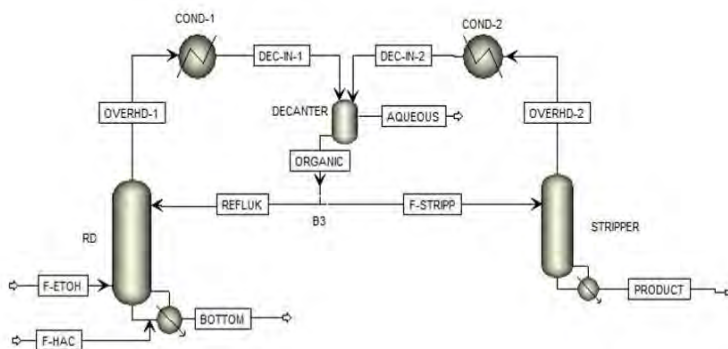
Proses sintesis etil asetat dilakukan dalam sebuah kolom distilasi reaktif dan dilanjutkan pada proses pemisahan. Sistem kolom distilasi reaktif menggunakan katalis resin *acidic acid ion-exchange* padat heterogen Purolite CT179 dengan prinsip laju reaksi *pseudohomogeneous model*, dimana katalis dapat diabaikan dan laju reaksi dipengaruhi oleh kondisi *liquid bulk* reaktan yang terjadi di permukaan katalis (Taylor and Krishna, 2000). Model kinetika reaksi pseudohomogen (homogen semu) menganggap bahwa adsorpsi reaktan ke permukaan katalis dan desorpsi produk dari permukaan katalis terjadi sangat cepat sehingga dapat diabaikan (Helfferich, 1962). Katalis padat dipilih karena zona reaktif dapat mengatur *stage* reaksi pada kolom distilasi reaktif. Berat katalis dihitung dengan asumsi bahwa solid katalis menempati 50% dari tray holdup dan densitas katalis sebesar 770 kg/m<sup>3</sup> digunakan untuk mengkonversi volume menjadi berat katalis ( $m_{cat}$ ).

Barbosa dan Doherty (1988) mengembangkan metode kolom distilasi reaktif dengan beberapa asumsi sebagai berikut:

- kolom beroperasi pada kondisi adiabatik
- panas pencampuran diabaikan
- panas laten dapat diabaikan
- panas reaksi diabaikan dibandingkan dengan entalpi uap
- *feed* dalam kondisi *saturated liquid*
- fase equilibrium tercapai pada setiap *stage*
- kolom beroperasi dengan *partial condenser*

Pada simulator Aspen Plus tidak terdapat basis kinetika reaksi, sehingga subroutine diinputkan pada sistem menggunakan FORTRAN. Proses pemisahan disimulasikan dengan menggunakan dekanter untuk memisahkan produk etil asetat dan

air. Produk atas dari kolom distilasi reaktif dan kolom *stripper* diumpankan ke dalam dekanter yang beroperasi pada 1 atm, 40 °C (Tang dkk, 2005). Lapisan kaya air dibuang sedangkan sebagian lapisan kaya etil asetat dikembalikan ke dalam kolom distilasi reaktif sebagai refluks dan sebagian lagi diumpankan ke dalam kolom *stripper* untuk pemurnian lebih lanjut. Produk etil asetat murni keluar melalui bagian bawah kolom *stripper*. Gambar dari simulasi *steady state* dapat dilihat pada gambar IV.1.



**Gambar IV.1** Simulasi *Steady State* Sintesis Etil Asetat

Umpan etanol dan asam asetat masuk melalui *reboiler*. Stage reaksi dibuat sama dengan kondisi optimal sesuai dengan penelitian Tang dkk (2005) yaitu mulai stage paling bawah (*reboiler*) hingga stage 10. Simulasi dilakukan untuk mencapai kemurnian dari produk etil asetat 99%. Hasil simulasi *steady state* yang sudah konvergen perhitungannya dapat dilihat pada tabel IV.1.

*Fluid Package* atau properti termodinamika yang digunakan adalah NRTL-HOC, karena karena NRTL cocok untuk sistem yang tidak ideal. Selain itu diharapkan hasil simulasi yang didapatkan mendekati hasil di literatur. Setelah model simulasi *steady state converge* hasil simulasi dibandingkan dengan data literatur.

## IV.2 Validasi Data dan Hasil Simulasi

Validasi hasil simulasi bertujuan untuk menghitung *gross error* hasil simulasi dan aktual untuk memastikan apakah model yang dibuat sudah dapat merepresentasikan data yang ada pada literatur. Hasil simulasi *steadystate* disajikan pada tabel IV.1 di bawah ini.

**Tabel IV.1** Hasil Simulasi *Steadystate* Menggunakan Software Aspen Plus

	Data desain (Tang et al, 2005)	Hasil Simulasi	Galat (%)
Jumlah <i>stage</i> *			
Kolom RD	20	20	0
Kolom <i>Stripper</i>	10	10	0
<i>Feed</i> (kmol/hr)*			
EtOH	50.0	50.0	0
Hac	48.4	48.4	0
Komposisi umpan*			
EtOH dan H <sub>2</sub> O	0.87 dan 0.13	0.87 dan 0.13	0
HAc dan H <sub>2</sub> O	0.95 dan 0.05	0.95 dan 0.05	0
Laju alir <i>aqueous</i> (kmol/hr)	50.30	50.30	0
Komposisi <i>aqueous</i>			
X <sub>EtOH</sub>	0.02337	0.02340	0.13
X <sub>Hac</sub>	0.00001	0.00001	0
X <sub>EtAc</sub>	0.01533	0.01533	0
X <sub>H2O</sub>	0.96129	0.96124	0.0052
Laju alir produk (kmol/hr)	48.10	48.10	0



Komposisi produk			
$X_{EtOH}$	0.00912	0.00890	-2.4
$X_{HAc}$	0.00010	0.00010	0
$X_{EtAc}$	0.99000	0.99000	0
$X_{H_2O}$	0.00078	0.00099	2.69
<i>Heat duty</i> (kW)			
RD	4523.98	4766,52	5.36
Stripper	2195.68	2379.58	4.5

tanda (\*) merupakan data yang ditetapkan

Berdasarkan perhitungan validasi di atas, error maksimal dari parameter proses yang dibandingkan dengan literatur adalah sebesar 5.36%, dapat dikatakan bahwa simulasi dapat merepresentasikan proses pada literature. Proses perhitungan setiap *block* pada ASPEN PLUS dilakukan secara *sequential modular* (SM) *simulator*. Aspen Plus akan mengolah data input dan parameter operasional yang digunakan pada *block* dan menghitung kondisi internal operasi dan kondisi output proses. Variabel yang diinputkan ini tidak menentukan batas proses *running* namun dengan menentukan variabel-variabel tersebut akan mempercepat proses konvergensi. Sehingga semakin banyak dan benar data yang diinputkan maka titik konvergensi juga akan semakin cepat tercapai.

### IV.3 Pengendalian Proses Distilasi Reaktif dengan Pengendali PI

#### IV.3.1 Simulasi *Dynamic Mode*

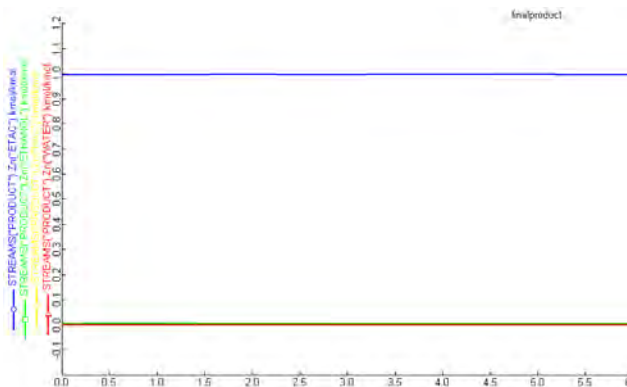
Setelah simulasi *steadystate* dapat merepresentasikan proses pada literatur, simulasi harus diubah ke dalam bentuk *dynamic*, untuk dapat dikendalikan dan dioptimasi dalam tahap selanjutnya. Untuk mengubah simulasi *steady state* menjadi *dynamic*, perlu dilakukan *sizing* pada beberapa alat terlebih dahulu. Beberapa parameter yang harus dihitung untuk kemudian diinput dalam simulasi adalah ukuran (tinggi dan diameter) bagian bawah kolom, diameter kolom, dan tinggi *weir* untuk kolom distilasi sedangkan untuk alat decanter data yang diperlukan adalah tinggi dan diameter tangki. Waktu tinggal yang digunakan adalah sebesar 10 menit. Perhitungan *sizing* alat dapat dilihat pada lampiran 2 dan hasil *sizing* alat disajikan pada table IV.2 di bawah ini. (Luyben, 2006)

**Tabel IV.2** Hasil *Sizing* Alat

	Data desain (Lai dkk., 2005)	Hasil Simulasi
<b>Kolom distilasi reaktif (RD)</b>		
Tipe Tray	<i>Bubble cap</i>	
Diameter (m)	2.03	1.9632
Tray spacing (m)*	0.6096	0.6096
Tinggi weir (m)*	0.1016	0.050
Downcomer area (m <sup>2</sup> )	0.3022	
Liquid Holdup (m <sup>3</sup> )	0.2459	
<b>Kolom stripper</b>		
Tipe Tray	<i>Bubble cap</i>	
Diameter (m)	1.37	1.3512
Tray spacing (m)*	0.6096	0.6096

Tinggi weir (m)*	0.0508	0.0508
Downcomer area (m <sup>2</sup> )	0.1432	
<b><i>sump (base column) RD</i></b>		
Diameter (m)	1.598	
Tinggi (m)	3.196	
<b><i>sump (base column) stripper</i></b>		
Diameter (m)	1.497	
Tinggi (m)	2.995	
<b>Dekanter</b>		
Diameter (m)	2.264	
Tinggi (m)	4.528	

Setelah data sizing diinputkan pada masing-masing alat, simulasi dapat diexport ke Aspen *Dynamics*. Perlu dilakukan *model test* untuk memastikan model proses dinamik sesuai dengan simulasi model proses pada kondisi *steady state* dengan melihat pada neraca massa model proses pada kondisi *dynamic* dengan melakukan *run* selama 6 jam simulasi dan memonitori *mass flow top product* kolom *Stripper*. Grafik *mass flow bottom product* kolom *stripper* pada *dynamic run* selama 6 jam simulasi Aspen disajikan pada gambar IV.2 berikut.

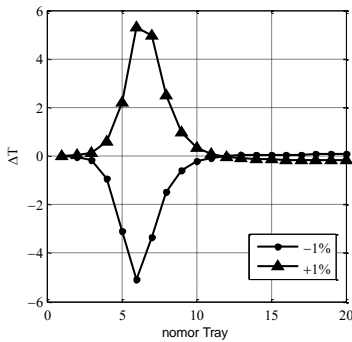


**Gambar IV.2** Grafik *Mass Flow Bottom Product* Kolom *Stripper* Pada Simulasi *Dynamic*

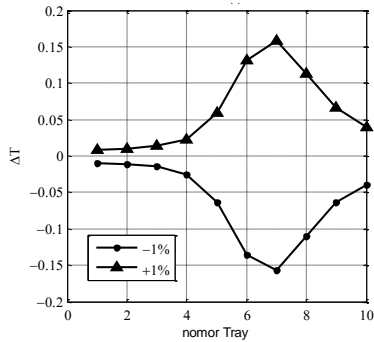
Berdasarkan gambar IV.2 dapat dilihat bahwa grafik *mass flow dari top product* yang terdiri dari etil asetat (biru), etanol (hijau), dan air (merah), asam asetat (kuning) pada kolom distilasi reaktif mencapai nilai konstan pada 5 jam waktu simulasi. Hal ini menunjukkan neraca massa sudah *balance* pada simulasi *dynamic* sesuai dengan simulasi *steady state*.

#### IV.3.2 Sensitivity Test

Salah satu variabel yang harus dikendalikan pada proses adalah temperature kolom, untuk itu perlu dilakukan *sensitivity test*. *Sensitivity test* adalah pengecekan sensitivitas tray pada kolom terhadap pemberian *disturbance*. Pengecekan dilakukan dengan memberikan gangguan pada rasio umpan masuk kolom distilasi reaktif dan stripper. Tray yang memiliki perubahan temperatur paling signifikan berarti sensitif terhadap adanya perubahan *manipulated variable*, sehingga cocok apabila digunakan sebagai titik pengendalian temperature kolom. Gangguan yang diberikan pada sistem adalah berupa rasio umpan masuk sebesar  $\pm 1\%$ . Hasil *sensitivity test* disajikan melalui gambar IV.3 di bawah ini.



(1)



(2)

**Gambar IV.3** Sensitivitas *tray* kolom RD (1) dan kolom *stripper* (2)

Berdasarkan gambar di atas, dapat diketahui bahwa *tray* keenam pada kolom distilasi reaktif dan *tray* ketujuh pada kolom *stripper* memberikan perubahan suhu yang paling signifikan terhadap pemberian *disturbance*, yang berarti kedua *tray* tersebut cocok digunakan sebagai titik pengendali temperature pada kolom.

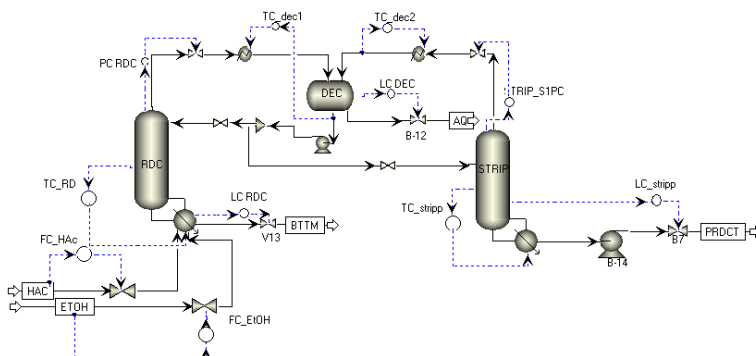
### IV.3.3 Pengendalian Kolom Distilasi Reaktif dengan Pengendali PI

Pengendali yang digunakan pada penelitian ini adalah jenis *Proportional-Integral* (PI). Pengendali dipasang pada aliran serta alat yang secara langsung berpengaruh terhadap proses optimasi selanjutnya. Sistem kemudian dikendalikan dengan memasang pengendali sesuai dengan *controlled* dan *manipulated variable* disajikan pada tabel IV.3.

**Tabel IV.3** Pasangan *Controlled Variable* dan *Manipulated Variable*

<i>Controlled Variable</i>	<i>Manipulated Variable</i>
Temperatur kolom RD	Reboiler duty kolom RD
Temperatur kolom <i>stripper</i>	Reboiler duty kolom <i>stripper</i>
Level liquid kolom RD	Laju alir keluar liquid dari

	kolom RD
Level liquid kolom <i>stripper</i>	Laju alir keluar liquid dari kolom <i>stripper</i>
Tekanan kolom RD	Laju alir overhead kolom RD
Tekanan kolom <i>stripper</i>	Laju alir overhead kolom <i>stripper</i>
Temperatur <i>decanter</i>	<i>Cooler duty</i> (1 dan 2)
Level liquid <i>decanter</i>	Laju alir keluar fase <i>liquid</i> dari <i>decanter</i>



**Gambar IV.4** Skema Pengendalian PI Kolom Distilasi Reaktif

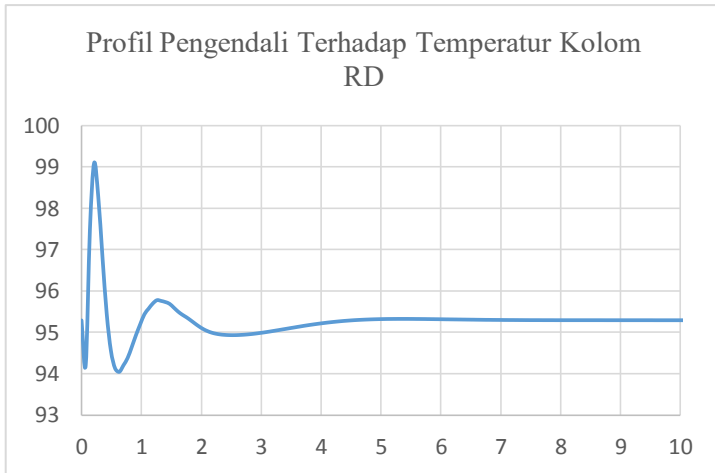
Setelah semua pengendali terpasang pada sistem, dilakukan proses tuning atau penentuan parameter pengendali agar diperoleh hasil pengendalian yang baik. Tuning dilakukan menggunakan fasilitas tuning pada software Aspen melalui *relay feedback test* (Shen dan Yu, 1994) dengan metode tuning *Tyresus-Luyben*. Metode tersebut dipilih karena baik untuk mengatasi permasalahan *set point update*, pada penelitian ini fokus kerja adalah pada proses *real time optimization*, dimana pada akhir setiap proses optimasi akan diperoleh *set point* baru yang kemudian perlu diupdate pada sistem. Hasil tuning yang diperoleh di retuning kembali untuk menghasilkan pengendalian yang baik. Karena apabila pengendalian terlalu ketat, akan

muncul noise pada pengendalian, untuk mengatasi hal tersebut, parameter pengendali sedikit dilonggarkan. Parameter yang diperoleh dari proses tuning disajikan pada tabel IV.2 berikut ini. Pengendali yang digunakan adalah PI, kecuali untuk pengendali level yang menggunakan *P controller*, karena pengendali hanya menjaga level dalam kolom tidak sampai habis atau penuh, dan tidak perlu sampai kembali ke *set point*. Pemasangan *P controller* dilakukan dengan mengatur besarnya nilai *integral time* sebesar mungkin, sehingga pengaruhnya terhadap pengendalian sistem dapat diabaikan. (Luyben, 2006)

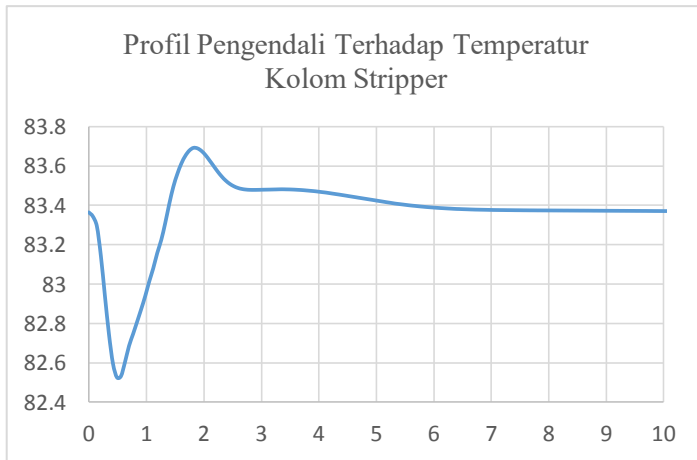
**Tabel IV.4** Hasil Tuning Parameter Pengendali PI

Pengendali	<b>K<sub>c</sub></b>	<b><math>\tau_i</math></b>
Temperatur kolom RD	87,77	3,96
Temperatur kolom stripper	48,28	10,56
Level liquid kolom RD	2	9999
Level liquid kolom stripper	2	9999
Tekanan kolom RD	30	6,6
Tekanan kolom <i>stripper</i>	48,62	35,64
Temperatur <i>decanter</i>	43.5	3
Level <i>liquid decanter</i>	2	9999

Uji kinerja pengendali dilakukan dengan memberikan *disturbance* yang mengikuti penelitian dari Lai dkk (2006) berupa perubahan sebesar  $\pm 20\%$  pada laju alir etanol. Hasil pengendali untuk pemberian *disturbance* pada sistem disajikan sebagai berikut.

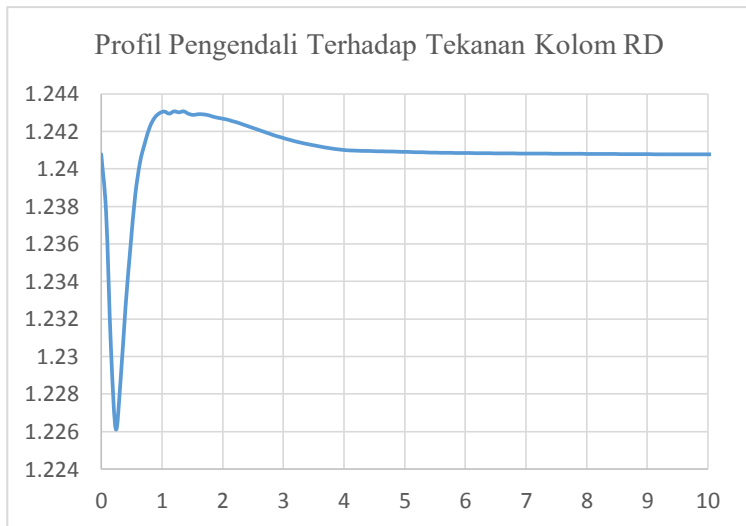


**Gambar IV.5** Profil Pengendalian (-20%) Terhadap Temperatur Kolom RD

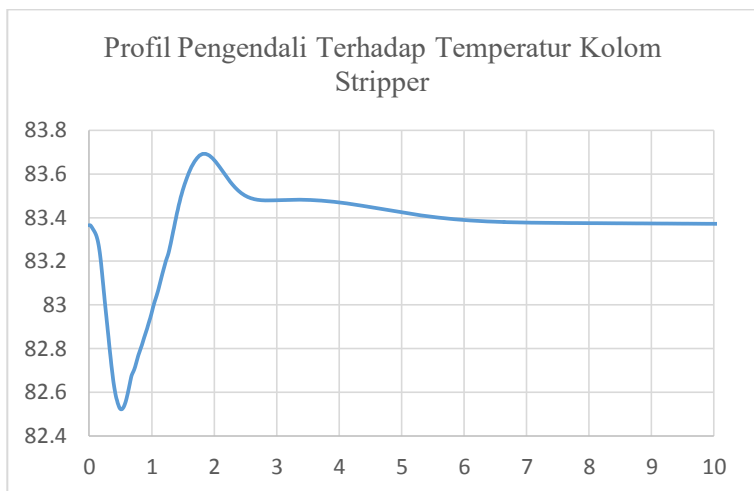


**Gambar IV.6** Profil Pengendalian (-20%) Terhadap Temperatur Kolom *Stripper*

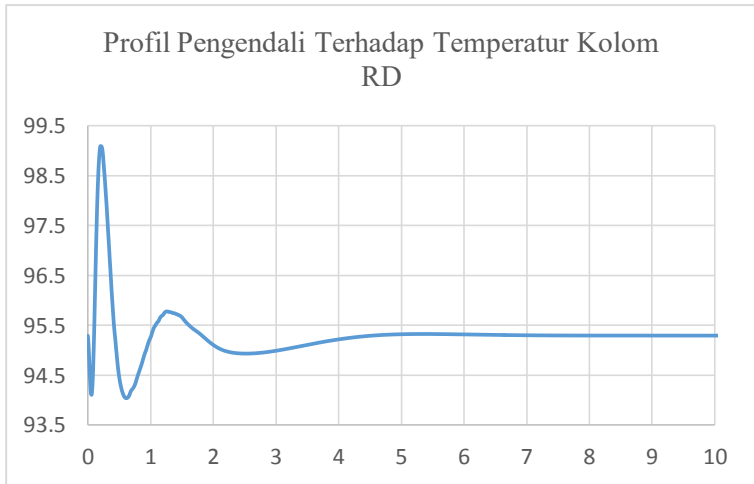




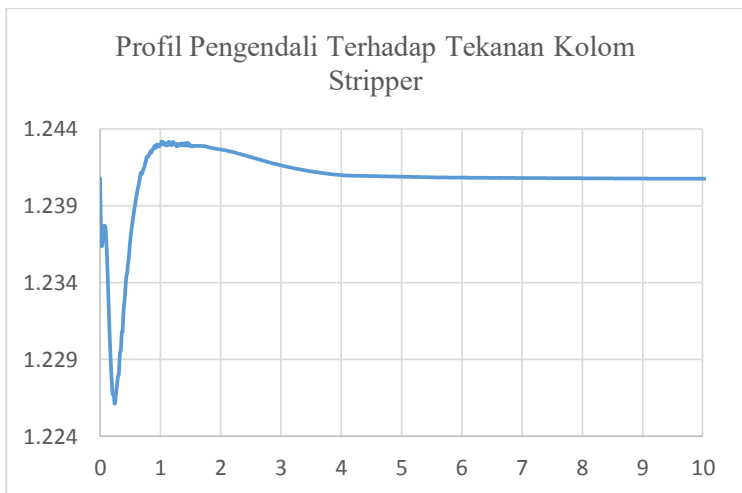
**Gambar IV.7** Profil Pengendalian (-20%) Terhadap Tekanan Kolom RD



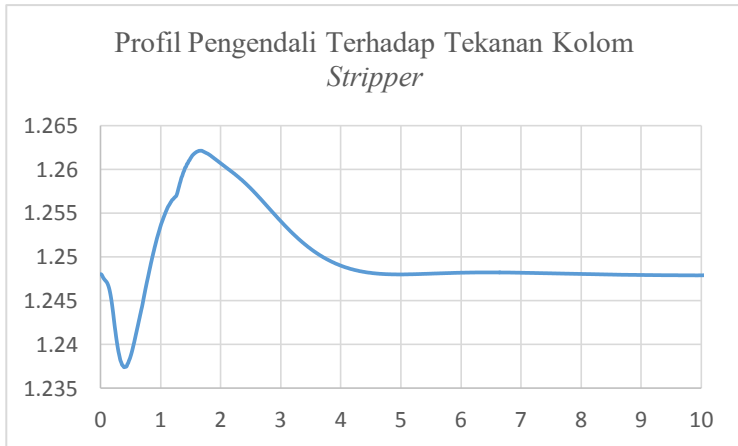
**Gambar IV.8** Profil Pengendalian (+20%) Terhadap Temperatur Kolom *Stripper*



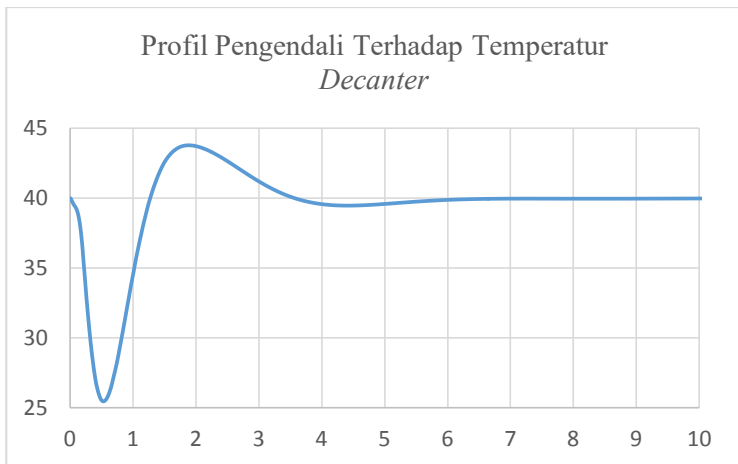
**Gambar IV.9** Profil Pengendalian (+20%) Terhadap Temperatur Kolom RD



**Gambar IV.10** Profil Pengendalian (+20%) Terhadap Tekanan Kolom *Stripper*

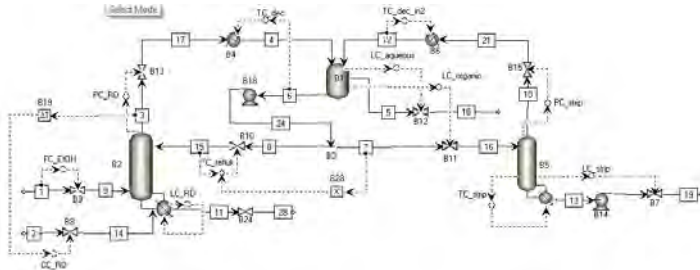


**Gambar IV.11** Profil Pengendalian (+20%) Terhadap Tekanan Kolom RD



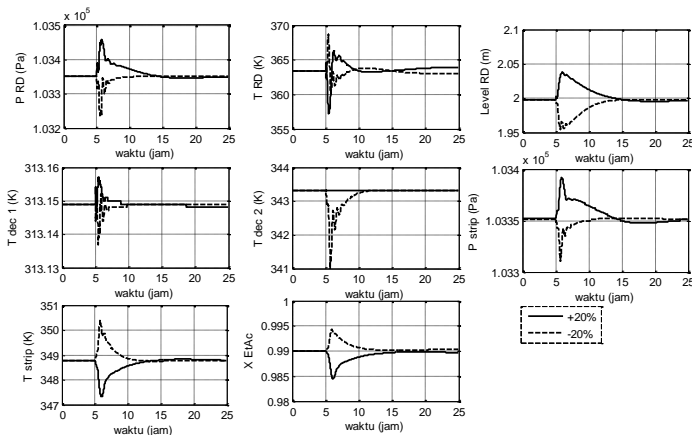
**Gambar IV.12** Profil Pengendalian (+20%) Terhadap Temperatur *Decanter*

Struktur pengendali yang digunakan pada penelitian ini merujuk pada struktur CS4 yang dikerjakan oleh Albert pada tahun 2011 dengan mengganti pengendali komposisi pada kolom distilasi reaktif menggunakan pengendali temperatur. Sebagai perbandingan, struktur pengendali CS4 akan disajikan pada gambar IV.13 berikut.



**Gambar IV.13** Struktur Pengendali CS4 (Albert dkk, 2011)

Struktur pengendali CS4 dengan gangguan berupa laju alir umpan etanol sebesar  $\pm 20\%$  memberikan hasil, dimana sistem membutuhkan waktu selama 25 jam untuk kembali pada *set poinnya*. Unjuk kerja pengendali CS4 disajikan pada gambar IV.14 berikut.



**Gambar IV.14** Hasil Pengendali PI CS4 dengan Gangguan Laju Alir Umpan Etanol  $\pm 20\%$  (Albert dkk, 2011)

Apabila dibandingkan dengan hasil pengendali pada penelitian sebelumnya (Albert dkk, 2011), hasil pengendali pada penelitian ini memberikan hasil yang lebih baik, dimana waktu yang dibutuhkan sistem untuk kembali pada *set point*nya hanya membutuhkan waktu selama 7 jam. Selain itu, pada penerapannya, penggunaan pengendali temperatur lebih umum dan mudah digunakan dibandingkan pengendali komposisi. Komposisi produk dapat dikendalikan dengan mengendalikan temperatur sistem karena komposisi sangatlah dipengaruhi oleh temperatur.

#### IV.4 Real Time Optimization

Setelah pengendali dipasang dan dilihat unjuk kerjanya pada sistem, langkah selanjutnya adalah melakukan optimasi dengan *Real Time Optimization* (RTO). Tahap awal melakukan optimisasi adalah menentukan *objective function*, dan *constraint*.

##### IV.4.1 Objective Function

*Objective Function* adalah suatu persamaan matematis yang akan dioptimalisasi berdasarkan batasan – batasan *constraint* yang telah ditentukan . Dalam kasus ini *obective function* ditujukan untuk di *minimize* yang artinya *objective value* hasil *optimization* diharapkan seminimal mungkin. Berikut ini *objective function* (*minimize*) yang digunakan :

$$\begin{aligned} & \textbf{Minimize} \left[ \sum x \textbf{ } q \right] \\ & \text{Subject to } g(x) \geq 0 \end{aligned}$$

$$h(x) = 0$$

$Q$  = Reboiler Duty Kolom RD dan *Stripper*

$g(x)$  = *inequality constraint* yang ditentukan pada proses  
(lihat tabel IV.4)

$h(x)$  = *equality constraint* yang direpresentasikan oleh model  
proses (lihat tabel IV.4)

Nilai dari *Objective Function* dipengaruhi oleh batasan-batasan yang ditentukan pada variabel proses sebagai *inequality* dan *equality* constraint. Dalam hal ini, *duty reboiler* merepresentasikan besarnya kebutuhan energi suatu reboiler untuk memanaskan suatu fluida, semakin besar *duty* yang dibutuhkan semakin besar juga *operating cost* kolom distilasi reaktif tersebut. Berdasarkan tujuan *optimization* dicari kebutuhan *duty reboiler* paling minimal, sehingga hal ini dapat merepresentasikan kebutuhan *operating cost* yang paling hemat.

#### IV.4.2 Constraints

*Constraint* adalah batasan-batasan pada variabel yang ditentukan untuk menjaga hasil optimisasi tidak keluar dari batas aman kondisi operasi proses, spesifikasi kualitas produk, dan untuk memastikan harga variabel hasil optimisasi akurat.

Setiap constrain yang ada pada tabel IV.4 akan dimasukkan dalam *optimization block* pada *software* Aspen *Dynamics* sehingga batasan-batasan *constraint* tersebut menjadi acuan optimisasi proses. Suatu *constraint* dikatakan "aktif" jika batasan yang digunakan masih dalam batas toleransi proses, dikatakan "tidak aktif" jika variabel di dalam constrain melanggar batas toleransi proses.

Batasan atas dan bawah yang diberikan pada *duty reboiler* kolom RD dan *stripper* berguna untuk menjaga pergerakan variabel *duty* saat optimisasi untuk mencegah perubahan set poin yang terlalu besar saat set poin baru hasil optimisasi dikembalikan ke *process control system*. Toleransi perubahan variabel manipulasi saat dilakukannya optimisasi adalah sebesar  $\pm 15\%$  dari nilai awal. Sedangkan untuk variabel manipulasi temperatur toleransinya sebesar  $\pm 5^\circ\text{F}$ . Batasan ini yang dijadikan acuan untuk menentukan batasan-batasan dalam *constraint* masih di dalam batasan *safety* proses tersebut. (Matthew, R Naysmith. 1997)

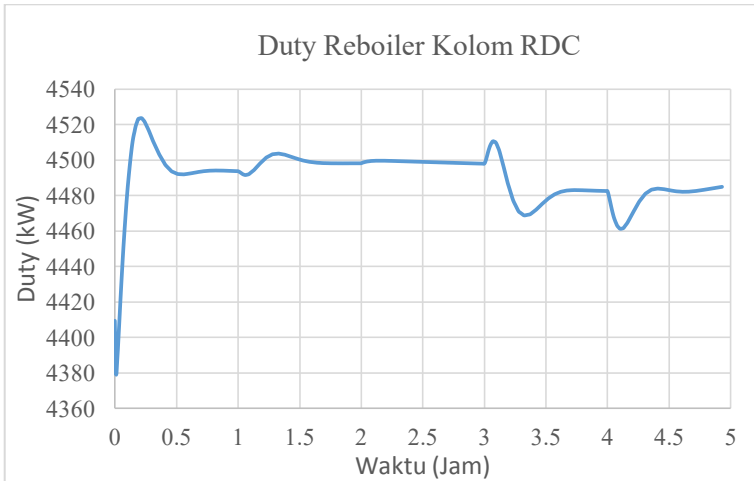
**Tabel IV.5** *Real Time Optimization Constraints*

<b>Batas Bawah</b>		<b>Variabel</b>		<b>Batas Atas</b>	<b>Satuan</b>
90,32	<	Temperatur Stage 6 Kolom RD	<	105,32	°C
78,37	<	Temperatur Stage 7 Stripper	<	88,37	°C
4051,54	<	Duty Reboiler Kolom RD	<	5481,50	KW
1951,01	<	Duty Reboiler Stripper	<	2639,61	KW
0,55	<	Top Product Kolom RD		-	-
0,84	<	Bottom Product Stripper		-	-

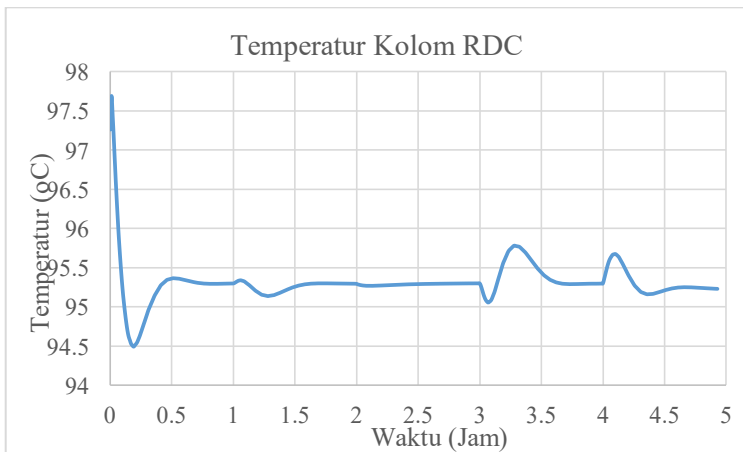
#### **IV.5.3 Reboiler Duty Optimization**

*Real Time Optimization* pada *software* Aspen Plus menggunakan algoritma optimisasi FEASOPT (*Feasible Path Succesive Quadratic Programming*). FeasOpt bekerja dengan mendeteksi bagian *infeasible* dari suatu model proses dan melakukan perubahan pada kondisi operasi proses tanpa mengubah atau memodifikasi model proses itu sendiri. FeasOpt memberikan batasan – batasan baru pada model proses agar mencapai *feasibility*. Pada penelitian ini, dilakukan optimasi terhadap dua *reboiler*, yakni *reboiler* pada Kolom RD dan *stripper*. Proses optimasi dilakukan lima jam waktu Aspen *Dynamics*. Hasil optimasi untuk masing-masing kolom disajikan pada gambar IV.13 hingga IV.20 di bawah ini.

#### IV.4.3a. *Reboiler Duty Kolom RDC Optimization*

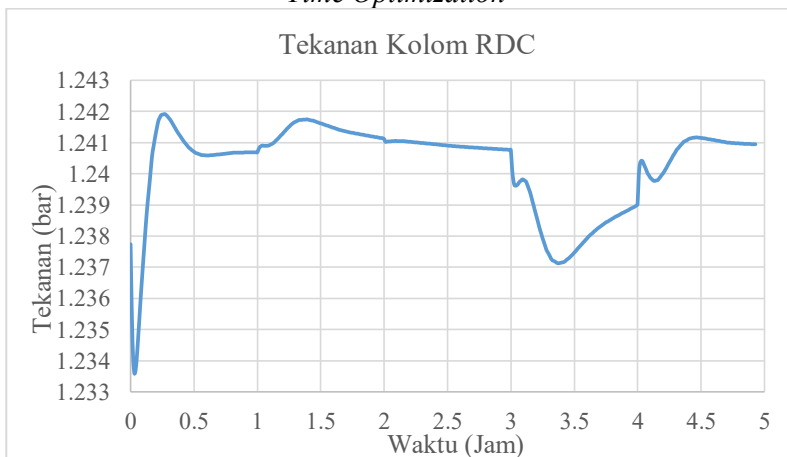


**Gambar IV.15** Profil *Duty Reboiler Kolom RDC* pada Proses *Real Time Optimization*

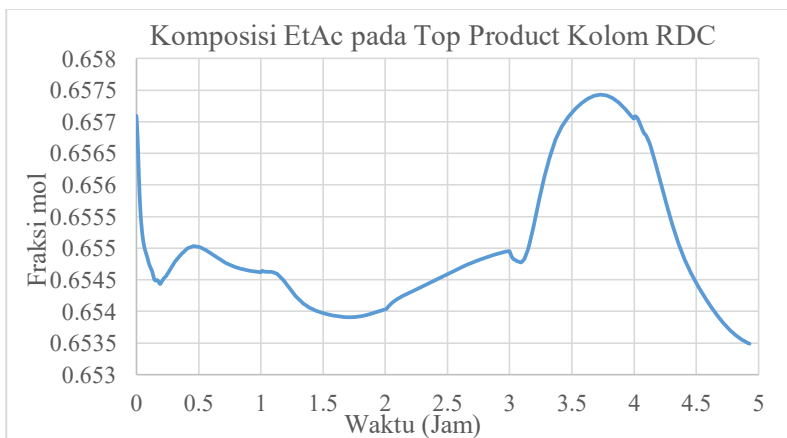




**Gambar IV.16** Profil Temperatur Kolom RDC pada Proses *Real Time Optimization*



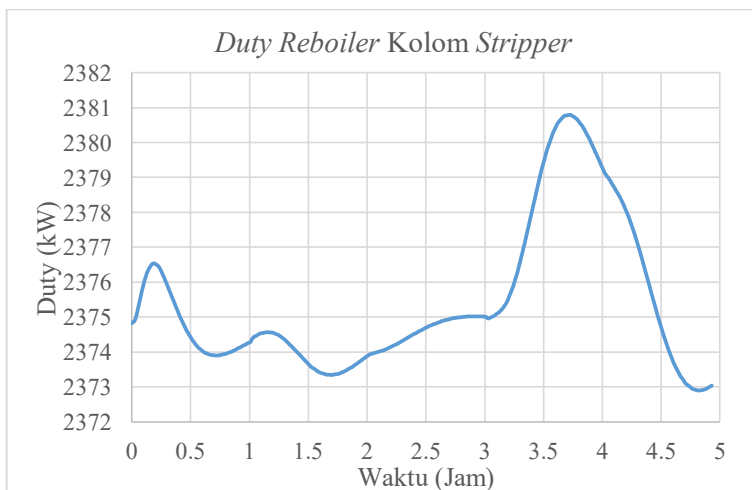
**Gambar IV.17** Profil Tekanan Kolom RDC pada Proses *Real Time Optimization*



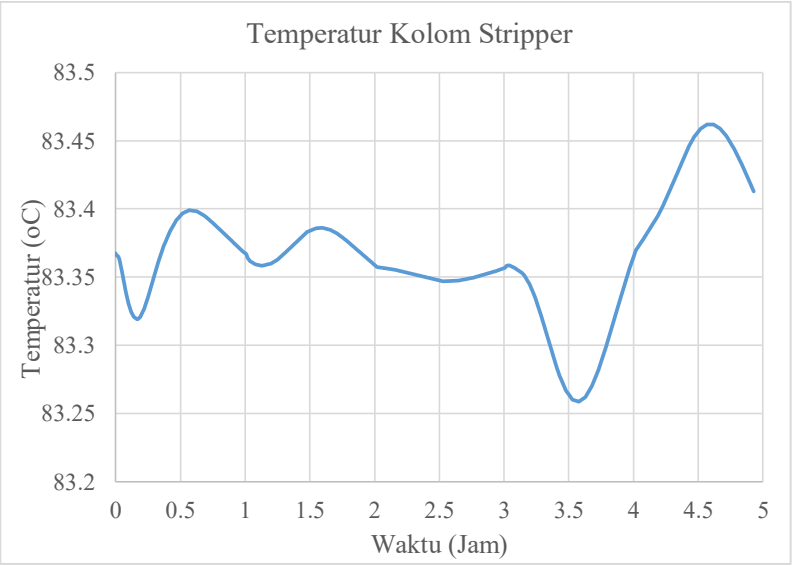
**Gambar IV.18** Profil Komposisi Etil Asetat pada *Top Product* Kolom RDC pada Proses *Real Time Optimization*

Berdasarkan gambar IV.13 diketahui bahwa pada akhir proses optimasi, diperoleh *duty reboiler* kolom RDC adalah sebesar 4484,9 KW, dimana angka tersebut mengalami penurunan sebesar 6% dari nilai awalnya 4766,52 KW. Proses optimasi menyebabkan terjadinya penurunan temperatur operasi kolom RDC menjadi 95,23 °C sebesar 0,095% dari nilai awalnya 95,32 °C. Selain temperatur, kondisi operasi yang berubah pada kolom RDC adalah tekanan kolom pada stage 1 yang mengalami penurunan nilai menjadi 1,25 bar dari nilai awalnya sebesar 1,32 bar dengan presentase penurunan sebesar 6,45%. Besarnya nilai penurunan *duty reboiler* maupun kondisi operasi kolom RDC tersebut masih di dalam batas *constraints* yang ditetapkan, sehingga kondisi operasi ini masih aman untuk diterapkan. Komposisi etil asetat pada *top product* kolom RDC memiliki nilai yang tetap dengan nilai awal.

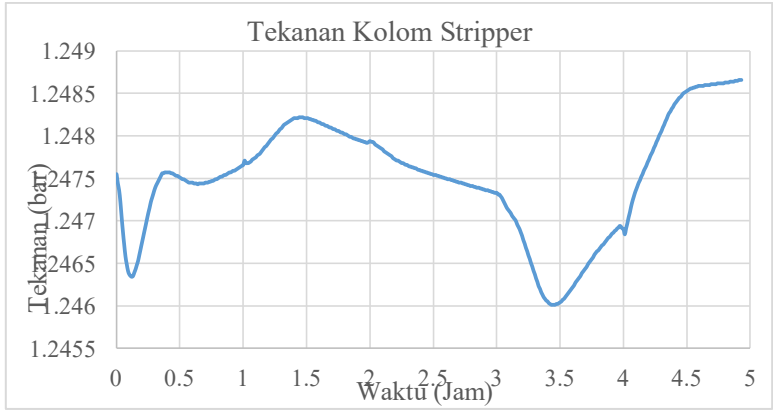
#### IV.4.3b. *Reboiler Duty Kolom Stripper Optimization*



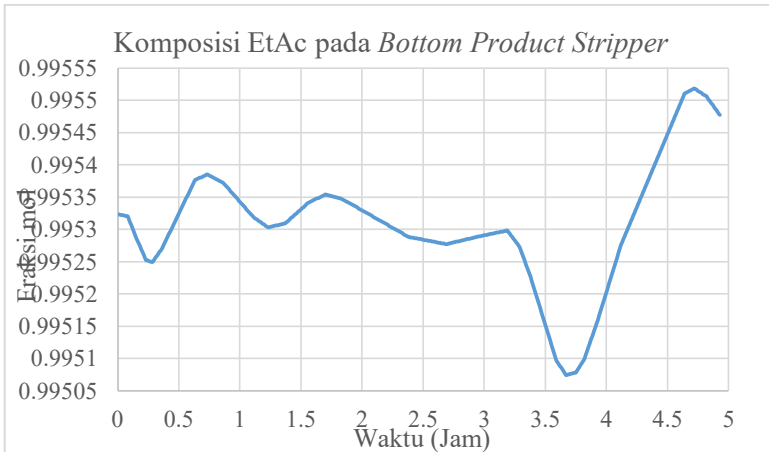
**Gambar IV.19** Profil *Duty Reboiler Kolom Stripper* pada Proses *Real Time Optimization*



**Gambar IV.20** Profil Temperatur Kolom *Stripper* pada Proses *Real Time Optimization*



**Gambar IV.21** Profil Tekanan Kolom *Stripper* pada Proses *Real Time Optimization*



**Gambar IV.22** Profil Komposisi Etil Asetat pada *Bottom Product* Kolom *Stripper* pada Proses *Real Time Optimization*

Berdasarkan proses optimasi yang dilakukan pada *duty reboiler* kolom *stripper*, didapatkan penurunan *duty required* kolom sebesar 0,27% dari nilai awalnya 2379,58 KW menjadi 2373,04 KW. Penurunan *duty reboiler* ini berpengaruh terhadap kondisi operasi kolom *stripper*, dalam hal ini adalah temperatur dan tekanan kolom. Temperatur kolom mengalami penurunan sebesar 0,05% dari nilai awal 83,46 °C menjadi 83,42 °C. Sedangkan tekanan kolom juga mengalami penurunan sebesar 6% dari nilai awal 1,32 bar menjadi 1,24 bar. Selain perubahan pada kondisi operasi kolom, proses optimasi juga berpengaruh pada kemurnian produk etil asetat yang mengalami peningkatan menjadi 99,548% dari nilai awalnya 99%. Penurunan *duty* kedua *reboiler* tidak menunjukkan hasil yang signifikan, hal ini disebabkan oleh dua hal, yakni waktu dan proses optimasi itu sendiri. Pada penelitian ini, optimasi sistem dilakukan selama 5 jam yang dipilih karena sistem mencapai kondisi *steady state* dalam waktu tersebut. Pada optimasi, proses iterasi akan terus

berlanjut untuk memperoleh kondisi optimum, jadi lamanya waktu optimasi akan sangat berpengaruh pada hasil yang diberikan, waktu yang digunakan untuk optimasi pada penelitian ini hanya disesuaikan dengan waktu konvergensi sistem untuk mencapai kondisi *steady state*. Selain itu, proses iterasi juga dilakukan dengan menggunakan nilai awal sebagai acuan pelaksanaan bukan nilai akhir dari proses iterasi sebelumnya.

Berdasarkan proses optimasi yang telah dilakukan pada reboiler kolom RD dan *stripper* dapat membuktikan kinerja yang baik dari *Real Time Optimization* untuk mengurangi kebutuhan energi pada utilitas serta meningkatkan komposisi produk sebagai hasil yang maksimal. Setelah diperoleh kondisi operasi yang optimum, dilakukan *set point update* pada sistem. Hal ini perlu dilakukan agar sistem berjalan dengan kondisi operasi optimum dan terkendali dengan baik. Data *set point update* untuk sistem disajikan pada tabel IV.6 di bawah ini.

**Tabel IV.1** Data *Set Point Update* Hasil *Real Time Optimization*

<i>Controller</i>		<i>Initial Set Point</i>	<i>Final Set Point</i>
Temperatur kolom RDC	<i>Stage 6</i>	95,32 °C	95,23 °C
Tekanan Kolom RDC	<i>Stage 1</i>	1,32 bar	1,24 bar
Temperatur Kolom <i>Stripper</i>	<i>Stage 7</i>	83,46 °C	83, 42 °C
Tekanan Kolom <i>Stripper</i>	<i>Stage 1</i>	1,32 bar	1,25 bar

## APENDIKS A

### PERHITUNGAN SIZING

Contoh perhitungan sizing *decanter*

Laju alir volumetric masuk pertama = 652,5788 liter/menit

Laju alir volumetric masuk kedua = 258,4449 liter/menit

Laju alir volumetric total = 911,0238 liter/menit  
= 0,91102 m<sup>3</sup>/menit

Asumsi waktu tinggal = 20 menit

Total volume *decanter* = 18,2204 m<sup>3</sup>

Asumsi = H : 2D

$$D = \left[ \frac{V \cdot 2}{\pi} \right]^{1/3} = 2,264 \text{ m}$$

$$H = 2D = 4,528 \text{ m}$$

Dimana :

D = diameter *decanter*

H = tinggi *decanter*

V = total volume *decanter*

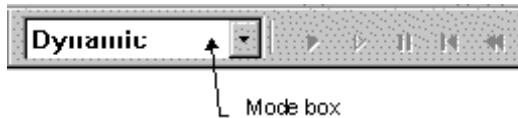
HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

## APPENDIKS B

### PENGERJAAN REAL TIME OPTIMIZATION

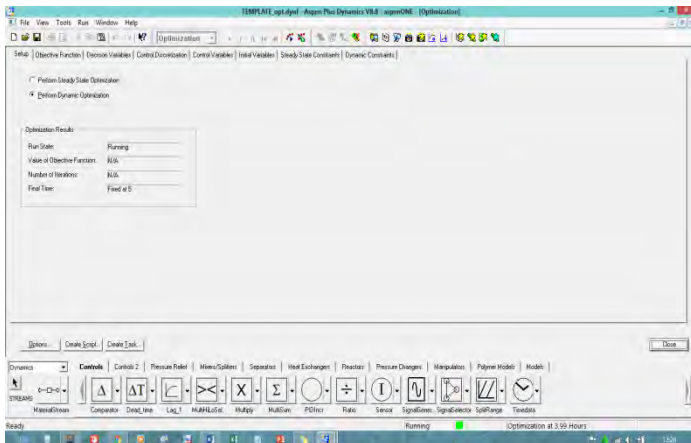
Langkah-langkah melakukan *dynamic optimization*:

1. Pada mode box **Run Control**, ubah run mode menjadi **Optimization**.



Gambar 1. Mode Box Run Control

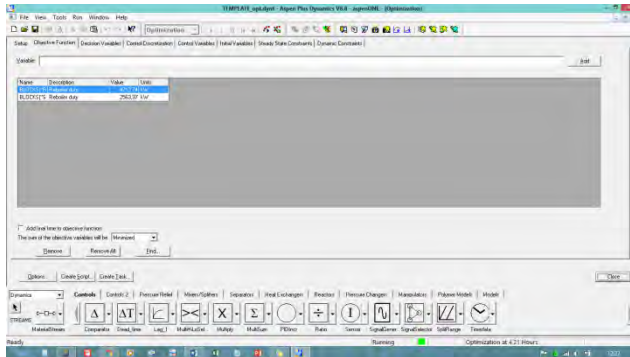
2. Dari menu **Tools**, klik **Optimization** dan pada **Optimization** dialog box, klik **Perform Dynamic Optimization**.



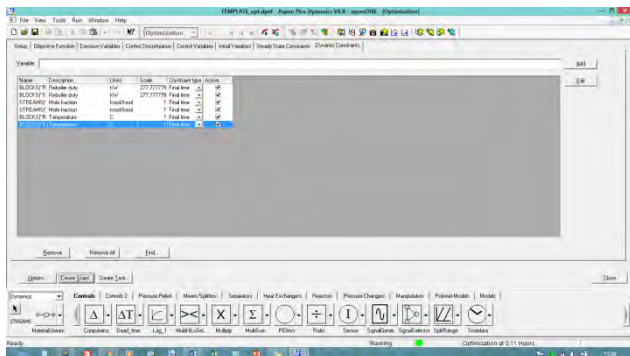
Gambar 2. Optimization Dialog Box



### 3. Spesifikasi *Objective variables* dan *Dynamic Constraints*.



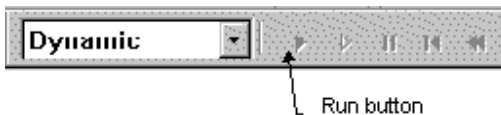
**Gambar 3.** *Objective Variables*



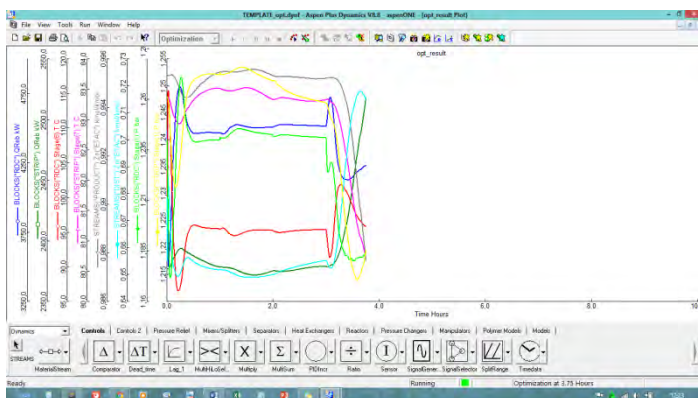
**Gambar 4.** *Dynamic Constraints*

### 4. Klik **Close** untuk menyetujui *Dynamic Optimization specification*.

5. Pada **Run Control**, klik *Run* untuk menjalankan simulasi.



**Gambar 5. Run Button**



**Gambar 6. Optimization Result (bentuk grafik)**

Time	BLOCK/STEP/TYPE	BLOCK/STEP/TYPE/1	BLOCK/STEP/TYPE/2	UNIT/AMP/PRODUCT/FACT	UNIT/AMP/PRODUCT/FACT	BLOCK/STEP/TYPE/1	BLOCK/STEP/TYPE/2
0.0	4884.36	2376.59	85.2867	0.1346	0.992286	0.04900	1.23902
0.01	4117.86	2276.36	104.664	0.1408	0.992286	0.07849	1.25666
0.02	3997.12	2276.21	115.158	0.1427	0.992007	0.0836	1.21076
0.03	3899.69	2276.66	115.107	0.1416	0.992546	0.08291	1.19007
0.04	3997.88	2276.83	113.555	0.1316	0.99311	0.07897	1.161
0.05	4013.63	2277.42	111.888	0.1248	0.993116	0.08423	1.1736
0.06	3974.22	2276.17	110.687	0.1389	0.993225	0.08079	1.17289
0.07	3786.47	2276.16	109.688	0.1278	0.99322	0.08038	1.17084
0.08	3822.25	2280.2	105.809	0.1288	0.993289	0.08284	1.17284
0.09	3933.02	2281.31	103.348	0.1252	0.993415	0.08894	1.17807
0.1	4106.28	2282.45	99.1231	0.1261	0.99327	0.077291	1.16241
0.11	4106.28	2282.45	99.1231	0.1188	0.99328	0.07848	1.16725
0.12	4206.28	2288.7	96.7097	0.1084	0.993207	0.05777	1.18811
0.13	4102.72	2289.8	92.4774	0.1085	0.993207	0.052715	1.2632
0.14	4064.75	2288.81	91.5795	0.1011	0.993255	0.051719	1.21092
0.15	4064.75	2287.76	90.0201	0.1017	0.99324	0.050883	1.2104
0.16	4030.89	2286.63	89.812	0.1062	0.993163	0.050406	1.2295
0.17	4056.88	2289.44	89.5732	0.1079	0.99314	0.049823	1.23184
0.18	4056.88	2288.19	87.2847	0.1095	0.99301	0.04862	1.22995
0.19	4206.19	2288.67	86.5883	0.1065	0.993041	0.046982	1.24815
0.2	4206.19	2288.46	86.6318	0.1072	0.993071	0.04629	1.25155
0.21	4211.92	2290.26	86.5182	0.1078	0.993027	0.046488	1.24843
0.22	4203.97	2302.61	90.7072	0.1028	0.994884	0.044973	1.26914
0.23	4203.97	2282.96	90.147	0.1036	0.99487	0.044997	1.26445
0.24	4206.88	2293.26	86.7888	0.1074	0.994715	0.044927	1.26738
0.25	4206.88	2293.95	87.1491	0.1075	0.994728	0.045028	1.26445
0.26	4203.96	2293.59	87.2852	0.1038	0.994689	0.045048	1.26787
0.27	4033.47	2296.09	87.7916	0.1038	0.994618	0.043187	1.2704
0.28	4203.97	2293.43	86.3914	0.1077	0.994974	0.045183	1.26707
0.29	4203.97	2293.09	86.6037	0.1078	0.994912	0.045401	1.26715

**Gambar 7. Data Hasil Optimisasi (bentuk tabel)**

HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN

## BAB V

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### V.1 Kesimpulan

Dari hasil penelitian tentang *Evaluasi Kinerja Kolom Distilasi Reaktif untuk Sintesis Etil Asetat dengan Pengendali PI Menggunakan Real Time Optimization*, dapat disimpulkan bahwa:

1. Perancangan model proses sistem distilasi reaktif (kolom distilasi reaktif, *decanter*, dan kolom stripper) pada *software* Aspen Plus berhasil dimodelkan ditandai dengan konvergen-nya model tersebut saat di run di *software* Aspen Plus
2. Hasil pengendalian menggunakan pengendali PI menunjukkan hasil yang cukup baik, dimana waktu yang dibutuhkan proses untuk kembali ke *set point* adalah 7 jam
3. Setelah dilakukan *Real Time Optimization* terjadi penurunan duty reboiler pada Kolom RDC sebesar 6% dan pada Kolom *Stripper* sebesar 0,27%

#### V.II Saran

Penelitian mengenai optimisasi proses sintesis etil asetat menggunakan kolom distilasi reaktif dapat dilanjutkan dengan menetapkan struktur pengendali PI dengan sistem *cascade* komposisi-temperatur atau dengan pemasangan pengendali yang memiliki unjuk kerja yang lebih baik, misalnya PID atau MPC (*Model Predictive Control*). Adapula pengembangan bisa dilakukan dengan melakukan *real time optimization* menggunakan algoritma optimisasi lainnya seperti Neelder Mead dan membandingkan hasil optimisasinya dengan algoritma SQP untuk menentukan algoritma optimisasi terbaik untuk suatu non-linear model proses. Selain itu, proses optimasi juga sebaiknya

dilakukan dengan waktu yang lebih lama daripada waktu konvergensinya untuk mencapai kondisi *steady state*.

## DAFTAR PUSTAKA

- Albert Y.S. (2011), “Perbandingan Berbagai Struktur Pengendali pada Distilasi Reaktif untuk Sintesis Etil Asetat Menggunakan Pengendali PI dan MPC”. Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Chien, I.L, Tang Y.P., Huang, H.P., Tang, Y.T. (2004). “Design and Control of An Ethyl Acetates Process: Coupled Reactor/Column Configuration”. Journal of Process Control Vol. 15.
- Darmawan, Indra dan Marsha F.A. (2015), “Evaluasi Kinerja Kolom Deethanizer dengan *Real Time Optimization*”, Jurusan Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Lai,I.K, Hung, S.B., Hung, W.J., Yu, C.C., Lee M.J., Huang H.P. (2006), ”Design and Control of Reactive Distillation for Ethyl and Isopropyl Acetates Production With Azeotropic Feeds”, Journal of Chemical Engineering Science Vol. 62.
- Lee, H.Y, Huang H.P., dan Chien, I.L. (2006), “Control of Reactive Distillation Process for Production Ethyl Acetates”,Journal of Process Control Vol. 17
- Luyben, William. L. (2006).”Distillation Design and Control Using Aspen Simulation”, John Wiley&Sons, Inc. Canada.
- Naysmith, M.R. (1997), “Real Time Optimizer Of Chemical Process Thesis”. University Of Waterloo. Canada.
- Seborg D.E., Edgar T.F., Mellichamp D.A., and Doyle F.J. (2011), “Process Dynamics and Control. 3<sup>rd</sup> edition”. John Wiley and Sons Pte Ltd. California.
- Sulzer C., Claudia V.S., GÖTZE L., Moritz P., (2001), “Acetate Technology Using Reactive Distillation”, Sulzer Technical Review. Switzerland.
- Tang, Y.T., Chen, Y.W., Huang, H.P., Yu, C.C., Huang, S.B., Lee M.J. (2005), “Design of Reactive Distillations for Acetic

Acid Esterification With Different Alcohols”, AIChE Journal Vol. 51.

Wang, S.J. dan Wong, S.H. (2005),”Control of Reactive Distillation Production of High Purity Isopropanol”, Journal of Process Control Vol. 16.

## BIODATA PENULIS

### Penulis 1

Nama Lengkap : Desy Ayu Prihardini  
NRP : 2312 100 068  
Tempat, tanggal lahir : Kediri, 04 Desember 1994  
Agama : Islam  
Alamat : Dsn. Krenceng, Ds.  
Krenceng,  
Kec. Kepung, Kab. Kediri  
Alamat Surabaya : Perumdos Blok F no. 4/  
Dharmawangsa Barat no.35,  
Gubeng, Surabaya  
No. HP/Telepon : 0821 3223 3603  
Email : desyayuprihardini@gmail.com



### Riwayat Pendidikan

Jenjang	Nama Institutsi	Jurusan	Periode
Perguruan Tinggi	Institut Teknologi Sepuluh Nopember	S1 Teknik Kimia	2012-2016
SMA	SMAN 1 Pare	IPA	2009-2012
SMP	SMPN 2 Pare	-	2006-2009
SD	SDN Krenceng IV	-	2000-2006

### Pengalaman Organisasi/Kerja Praktik

- Sekretaris Kementerian Kesejahteraan Mahasiswa, Badan Eksekutif Mahasiswa (BEM) ITS 2015/2016
- Staff Event Management Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses (Perdalpro), 2015
- Staff Library Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses (Perdalpro), 2016



- Head of Education and Student Prosperity Department, Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (HIMATEKK) FTI-ITS 2014/2015
- Staff Education and Student Prosperity Department, Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (HIMATEKK) FTI-ITS 2013/2014
- Kerja Praktik PT. Badak NGL, Bontang, Kalimantan Timur, 2015

## Penulis 2

Nama Lengkap : Indriati Dewi  
NRP : 2312 100 071  
Tempat, tanggal lahir : Negara, 08 Februari 1994  
Agama : Islam  
Alamat : Jalan Jalak Putih 3,  
Kel.Gilimanuk, Kab.Jembrana,  
Bali  
Alamat Surabaya : Jalan Sukolilo Mulia V/24,  
Sukolilo Dian Regency 2,  
Surabaya  
No. HP/Telepon : 0821 4373 3041  
Email : indriati.dewi94@gmail.com



## Riwayat Pendidikan

Jenjang	Nama Institutusi	Jurusan	Periode
Perguruan Tinggi	Institut Teknologi Sepuluh Nopember	S1 Teknik Kimia	2012-2016
SMA	MAN Negara	IPA	2009-2012
SMP	SMPN 1 Melaya	-	2006-2009
SD	SDN 2 Gilimanuk	-	2000-2006

## Pengalaman Organisasi/Kerja Praktik

- Manager Library Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses (Perdalpro), 2015-2016
- Kepala Divisi Kelembagaan Emissivity Teknik Kimia FTI-ITS 2014/2015
- Staff Kementerian Sosial Masyarakat, Badan Eksekutif Mahasiswa (BEM) ITS 2013/2014
- Kerja Praktik PT. Pertamina (Persero) RU II, Dumai, Riau, 2015